



Universidade Federal do Rio Grande do Norte
Centro de Tecnologia
Departamento de Engenharia Química
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química



TESE DE DOUTORADO

**Sistema de secagem solar para frutos tropicais
e modelagem da secagem de banana em
um secador de coluna estática.**

Antônio Raimundo da Silva Costa

Orientador: Prof. Dr. Sebastião Ribeiro Ferreira

Natal/RN
Janeiro/2008.

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

Antônio Raimundo da Silva Costa

Sistema de secagem solar para frutos tropicais
e modelagem da secagem de banana em
um secador de coluna estática.

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Norte, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor.

Natal / RN
Janeiro / 2008.

Divisão de Serviços Técnicos
Catalogação da Publicação na Fonte.
UFRN / Biblioteca Central Zila Mamede.

Costa, Antônio Raimundo da Silva.

Sistema de secagem solar para frutos tropicais e modelagem da secagem de banana em um secador de coluna estática / Antonio Raimundo da Silva Costa. – Natal (RN), 2008.

169 f.

Orientador: Sebastião Ribeiro Ferreira

Tese (Doutorado) – Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Centro de Tecnologia. Departamento de Engenharia Química. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

1. Energia solar – Tese. 2. Secagem de frutos – Tese. 3. Modelagem – Tese. 4. Parâmetros de transporte – Tese. I. Ferreira, Sebastião Ribeiro. II. Universidade Federal do Rio Grande do Norte. III. Título.

RN/UF/BSEQ

CDU 621.472 (043.2)

COSTA, Antônio Raimundo da Silva. – Sistema de secagem solar para frutos tropicais e modelagem da secagem de banana em um secador de coluna estática. Doutorado, UFRN, PPgEQ - Programa de Pós-graduação em Engenharia Química. Áreas de Concentração: Engenharia de Processos, Modelagem e Simulação, Natal/RN, Brasil.

Orientador: Prof. Dr. Sebastião Ribeiro Ferreira

Resumo: Neste trabalho foi projetado, construído e testado um secador elétrico-solar composto por um coletor solar, uma câmara de secagem, um exaustor eólico e um ventilador para promover a convecção forçada do ar quente. Também foram realizados experimentos de secagem de banana em um secador de coluna estática, para modelar a secagem e obter parâmetros que podem ser usados, como uma primeira aproximação, na modelagem de um secador elétrico-solar, dependendo da similaridade das condições experimentais entre os dois sistemas de secagem. Dos experimentos de secagem de banana no secador de coluna estática, foram obtidos dados do peso do alimento em função da concentração aquosa e temperatura. Foram feitas modelagens matemáticas simplificadas da secagem de bananas, baseadas na 2^a equação de Fick e na 2^a de Fourier, as quais foram testadas com dados experimentais. Foram determinados e/ou modelados parâmetros como teor de umidade de banana, densidade, curvas de secagem em camada delgada, umidade de equilíbrio, difusividade molecular de água em banana D_{AB} , coeficiente externo de transferência de matéria k_M , calor específico C_p , condutividade térmica k , calor latente de vaporização de água no alimento L_{alim} , tempo para aquecer o alimento, energia e potência mínima para aquecer o alimento e evaporar água. Quando foi considerado o encolhimento no raio R de uma banana, em geral, os valores calculados de D_{AB} e k_M representaram melhor o fenômeno de difusão de água no sólido. O calor latente de vaporização da água no alimento L_{alim} calculado pela modelagem é maior que o calor latente de vaporização da água pura $L_{água}$. Os valores calculados de D_{AB} e k_M que melhor representam a secagem foram obtidos com o modelo analítico da presente tese, os quais tiveram boa concordância com os valores avaliados com um modelo numérico da literatura, no qual se considera condição de contorno convectiva e encolhimento do alimento. Usando parâmetros como, por exemplo, C_p , D_{AB} , k , k_M e L_{alim} , se pode fazer o projeto preliminar de um secador e calcular a economia empregando somente energia solar, em vez de usar energia solar combinada com energia elétrica.

Palavras-chave: Energia solar; Secagem de frutos; Modelagem; Parâmetros de transporte.

BANCA EXAMINADORA E DATA: 30 de janeiro de 2008.

Presidente: Prof. Dr. Sebastião Ribeiro Ferreira - DEQ/UFRN – Orientador

Membros: Prof. Dr. Alfredo Ismael Curbelo Garnica - DTQA/UFPB

Dr. Francisco Antonio Vieira - CTGÁS

Prof. Dr. Luiz Guilherme Meira de Souza - DEM/UFRN

Prof. Dr. Marcus Antonio de Freitas Melo - DEQ/UFRN.

Solar drying system for tropical fruits and a model for drying bananas in a static column dryer

Abstract: In this study were projected, built and tested an electric solar dryer consisting of a solar collector, a drying chamber, an exhaust fan and a fan to promote forced hot air convection. Banana drying experiments were also carried out in a static column dryer to model the drying and to obtain parameters that can be used as a first approximation in the modeling of an electric solar dryer, depending on the similarity of the experimental conditions between the two drying systems. From the banana drying experiments conducted in the static column dryer, we obtained food weight data as a function of aqueous concentration and temperature. Simplified mathematical models of the banana drying were made, based on Fick's and Fourier's second equations, which were tested with the experimental data. We determined and/or modeled parameters such as banana moisture content, density, thin layer drying curves, equilibrium moisture content, molecular diffusivity of the water in banana D_{AB} , external mass transfer coefficient k_M , specific heat C_p , thermal conductivity k , latent heat of water evaporation in the food L_{food} , time to heat food, and minimum energy and power required to heat the food and evaporate the water. When we considered the shrinkage of radius R of a banana, the calculated values of D_{AB} and k_M generally better represent the phenomenon of water diffusion in a solid. The latent heat of water evaporation in the food L_{food} calculated by modeling is higher than the latent heat of pure water evaporation L_{water} . The values calculated for D_{AB} and K_M that best represent the drying were obtained with the analytical model of the present paper. These values had good agreement with those assessed with a numeric model described in the literature, in which convective boundary condition and food shrinkage are considered. Using parameters such as C_p , D_{AB} , k , k_M and L_{food} , one can elaborate the preliminary dryer project and calculate the economy using only solar energy rather than using solar energy along with electrical energy.

Keywords: Solar energy; Fruit drying; Modeling; Transport parameters.

Agradecimentos

Aos amigos José Roberto de Sousa e Leopoldo Alcázar Rojas pelas horas de estudo e de diversão compartilhados.

Ao Wiliam Geordany Araújo de Oliveira e Silva por ter colaborado na montagem do secador elétrico-solar e nos testes preliminares do sistema de aquisição de dados controlado por computador, além de ter realizado a maioria dos experimentos de secagem de bananas.

Ao Djanilton Fernandes Rêgo por ter implementado computacionalmente o sistema de aquisição de dados, que controla, por exemplo, a temperatura do ar de secagem e que contribuiu para melhorar o desenvolvimento desta tese.

Ao Érico Costa dos Santos por ter ajudado na digitação de boa parte do material desta tese, além de ter realizado cálculos preliminares para obtenção da difusividade de água em banana, usando dados obtidos pelo Wiliam Geordany.

Ao Prof. Dr. Marcus Antonio de Freitas Melo pela amizade e incentivo em todas as etapas desta tese.

Ao Sebastião Ribeiro Ferreira por ter auxiliado em muitas partes desta tese, como na modelagem e nos cálculos e, sobretudo, por ter incentivado para que terminássemos este trabalho.

Aos participantes das bancas examinadoras nas várias fases desta tese, pelas críticas e contribuições que ajudaram na obtenção da versão final.

Índice

Resumo	
Abstract	
Agradecimentos	
Lista de Figuras	
Lista de Tabelas	
Capítulo 1. Introdução.....	15
1.1. Introdução.....	16
Capítulo 2. Revisão bibliográfica.....	21
2.1. Generalidades sobre secagem, coletores e secadores solares.....	22
2.2. Algumas variáveis envolvidas na secagem.....	32
2.2.1. Teor de umidade de equilíbrio.....	33
2.2.2. Condutividade térmica.....	36
2.2.2. Calor específico.....	37
2.2.3. Calor latente de vaporização.....	38
2.3. Modelos de secagem.....	41
Capítulo 3. Modelagem do processo de secagem para cilindro infinito.....	45
3.1. Introdução à modelagem do processo de secagem de camada delgada em forma de cilindro infinito.....	46
3.2. Modelo de secagem desenvolvido por Lima (1999).....	47
3.3. Modelo de secagem para um cilindro infinito e número genérico de Biot Bi_M	49
3.4. Comentários sobre a modelagem.....	57
Capítulo 4. Materiais e métodos.....	58
4.1. Sistema de secagem de alimentos.....	59
4.2. Sistema de secagem.....	61
4.2.1. Câmara de secagem.....	61
4.2.2. Coletor Solar.....	62
4.2.3. Sistema de convecção forçada.....	62
4.3. Dispositivos para automação.....	63
4.3.1. Sistema elétrico de aquecimento.....	63
4.3.2. Sistema de bombeamento de ar.....	63
4.3.3. Sistema de aquisição de dados.....	64
4.3.3-1. Placa de aquisição de dados.....	64
4.3.3-2. Transdutores de temperatura.....	64
4.4. Sistema Supervisor.....	65
4.5. Controle digital por computador.....	66
4.6. Projeto e construção do coletor solar.....	67
4.7. Cálculo do número e dimensões dos pentes do coletor.....	69
4.8. Projeto da câmara de secagem.....	72
4.9. Realização dos experimentos de secagem.....	73
4.9.1. Umidade de bananas pelo método da estufa.....	74
4.9.2. Experimentos de secagem no secador de coluna estática.....	75
4.9.3. Experimentos no secador solar.....	76
Capítulo 5. Resultados e discussão.....	78
5.1. Seqüência experimental e cálculos realizados a partir de dados experimentais.....	79
5.2. Testes com o sistema de secagem elétrico-solar controlado por computador.....	80
5.3. Cálculos realizados a partir dos dados de secagem de banana.....	84
5.3.1. Massa inicial de água e de sólidos em banana, umidade inicial, calor específico e condutividade térmica.....	84
5.3.2. Massa de água M_A versus tempo t	86

5.3.3. Parâmetros de banana com ar de secagem a 60 °C.....	88
5.3.3-1. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60 °C, resultando em Biot genérico $Bi_M = 1,70$	89
5.3.3-2. Cilindro infinito, com encolhimento em R, ar a 60 °C, resultando em Biot genérico $Bi_M = 1,82$	95
5.3.3-3. Cilindro finito, com encolhimento em R e em 2L, ar a 60 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$	100
5.3.3-4. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 1,53$, para a simulação do teste 4 realizada por Lima (1999).....	103
5.3.3-5. Cilindro infinito, com encolhimento em R, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 3,30$, para a simulação para o teste (4) realizada por Lima (1999).....	109
5.3.4. Tempo médio, energia e potência para aquecer o alimento considerado cilindro infinito de T_1 até T_2	117
5.3.5. Calor latente de vaporização da água no alimento.....	119
5.3.5-1. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60 °C e Biot genérico $Bi_R = 1,70$	119
5.3.5-2. Cilindro infinito, com encolhimento em R, ar a 60 °C e Biot genérico $Bi_R = 1,82$	121
5.3.5-3. Cilindro finito, com encolhimento em R e em 2L, ar a 60 °C e Biot genérico $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$	123
5.3.5-4. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 1,53$, para a simulação realizada por Lima (1999) para o teste (4) de secagem.....	125
5.3.5-5. Cilindro infinito, com encolhimento em R, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 3,3$, para a simulação realizada por Lima (1999) para o teste (4) de secagem.....	127
5.3.6. Energia e potência mínima para evaporar água do alimento.....	131
5.3.7. Energia e potência mínima para aquecer o alimento e evaporar água.....	132
Capítulo 6. Conclusões.....	134
6.1. Do projeto do coletor, secador elétrico-solar e testes com o sistema de secagem controlado por computador.....	135
6.2. Dos modelos de secagem analisados para obter a difusividade de água em banana D_{AB} , o coeficiente externo de transferência de matéria k_M e o calor latente de vaporização de água em banana L_{alim}	136
Apêndice A. Modelagem do processo de secagem para cilindro infinito.....	139
A.1. Introdução à modelagem do processo de secagem para geometria de cilindro infinito.....	140
A.2. Tempo, energia e potência necessária para aquecer um alimento em forma de cilindro infinito, para números genéricos de Biot Bi_C	141
A.2.1. Tempo, energia e potência necessária para aquecer um alimento em forma de cilindro infinito, para números de Biot $Bi_C > 100$	143
A.3. Calor latente de vaporização de água de um alimento em forma de cilindro infinito, para números genéricos de Biot, Bi_M e Bi_C	145
A.4. Energia e potência para evaporar água do alimento em forma de cilindro infinito para números genéricos de Biot, Bi_M e Bi_C	148
A.5. Energia e potência necessária para aquecer o alimento e evaporar água para números de Biot genéricos, Bi_M e Bi_C	149
A.6. Cálculos do tempo, energia e potência necessária para aquecer alimento em forma de cilindro infinito e evaporar água.....	150
A.7. Outra modelagem para calcular a energia e a potência de secagem.....	150
A.8. Parâmetros de transporte e modelos de Lima (1999) para secagem de banana.....	154
A.8.1. Modelo I – Modelo difusional com condição de equilíbrio na superfície do sólido.....	156
A.8.2. Modelo II – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície do sólido.....	157
A.8.3. Modelo III – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície e fenômenos simultâneos de transferência de umidade e encolhimento.....	157
A.8.4. Modelo IV – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície e fenômenos simultâneos de transferência de calor e matéria.....	158
A.8.5. Modelo V – Modelo difusional de têmpera.....	159
A.8.6. Modelo VI – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície, propriedades variáveis e fenômenos simultâneos de transferência de calor, massa e encolhimento.....	159
A.9. Comentários sobre a modelagem.....	160
Bibliografia.....	165
Bibliografia.....	166

Lista de Figuras

Fig.2.1. Esquema de um secador solar. Legenda: 1. entrada de ar, 2. ventilador, 3. válvula, 4. resistências elétricas, 5. medidor de fluxo, 6. coletor solar, 7. transdutor de pressão, 8. solarímetro, 9. câmara de secagem, 10. exaustor, 11. produtos e 12. ar de saída (Tiris et al, 1996).....	24
Fig.2.2. Sistema coletor solar-secador (Mata, 1985).....	25
Fig.2.3. Coletor tipo A (Mata, 1985).....	26
Fig.2.4. Coletor tipo B (Mata, 1985).....	26
Fig.2.5. Algumas variáveis que influenciam na secagem de um alimento (Fioreze, 2003).....	32
Fig.2.6. Isoterma de equilíbrio de batatas escaldadas em função da temperatura.....	34
Fig.3.1. Características de um sólido esferoidal prolato (Lima, 1999, Teruel et al., 2001).....	48
Fig.4.1. Sistema projetado para a secagem usando energia solar. Legenda: 1. câmara de secagem, 2. coletor solar, 3. ventilador e 4. exaustor.....	59
Fig.4.2. Esquema de automação sistema de secagem controlado por computador (Rêgo, 2002).....	61
Fig.4.3. Esquema do sistema supervisor e de controle do processo de secagem (Rêgo, 2002).....	65
Fig.4.4. Distribuição e detalhes dos pentes em um coletor solar.....	69
Fig.4.5. Detalhes da câmara de secagem.....	73
Fig.4.6. Secador de coluna estática, com aquecimento por resistências elétricas.....	74
Fig.5.1. Fluxo de radiação solar (W/m^2) versus tempo (h), em 19 de março de 2002, Natal-RN (Rêgo, 2002).....	81
Fig.5.2. Fluxo de radiação solar (W/m^2) versus tempo (h), em 21 de março de 2002, Natal-RN (Rêgo, 2002).....	81
Fig.5.3. Temperatura média na câmara de secagem T (em graus Celsius) em função do instante de amostragem k (tempo para amostragem = 1s) (Rêgo, 2002).....	82
Fig.5.4. Temperatura média na câmara de secagem T (em graus Celsius) em função do instante de amostragem k (tempo de amostragem = 1 s) (Rêgo, 2002).....	83
Fig.5.5. Massa de água em uma banana $M_A = Y$ versus $t = X$ pela Eq.(5.1), com parâmetros $A = M_{A\infty}$, Biot genérico $B = Bi_M$ e $C = D_{AB}(m^2/h)$, usando ar a $60\text{ }^\circ\text{C}$	90
Fig.5.6. Massa de água em uma banana $Y = M_A$ versus $X = t/R^2$ pela Eq.(5.5), com encolhimento em R, ar a $60\text{ }^\circ\text{C}$, com parâmetros $A = M_{A\infty}$, resultando em Biot genérico $B = Bi_M = 1,82$ e $C = D_{AB}$	97
Fig.5.7. Massa de água em uma banana $Y = M_A$ versus $X_1 = t/R^2$ e $X_2 = t/L^2$ e parâmetros $A = M_{A\infty}$, $B = M_{A0}$, $C = D_{AB}$, pela Eq.(5.17), com encolhimento em R e em $2L$, ar a $60\text{ }^\circ\text{C}$ e Biot $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$	102
Fig.5.8. Massa adimensional de água em uma banana $Y = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$ versus $X = t$, obtidos da equação apresentada na Fig.(4.62) de Lima (1999, p.160), ar a $60,2\text{ }^\circ\text{C}$ e cálculos realizados através do Lab Fit pela Eq.(5.12), sem encolhimento, resultando em Biot genérico $A = Bi_M = 1,53$ e $B = D_{AB}$	106
Fig.5.9. Massa adimensional de água em uma banana $Y = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty}) = (M_A - M_{Ainf})/(M_{A0} - M_{Ainf})$ versus $X = t/R^2$, com ar a $60,2\text{ }^\circ\text{C}$, encolhimento no raio R, resultando em Biot $A = Bi_M = 3,30$ e $B = D_{AB}$	114

Lista de Tabelas

Tabela 2.1. Soluções saturadas de sais P.A. (para análise) com suas respectivas umidades relativas em ambiente fechado, em função da temperatura.....	35
Tabela 3.1. Autovalores μ_n da equação $Bi_M J_0(\mu_n) = \mu_n J_1(\mu_n) = (k_M R/D_{AB}) J_0(\mu_n)$ e parâmetro $B_n = 2Bi_M / \{J_0(\mu_n)(Bi_M^2 + \mu_n^2)\}$, em função do número de Biot $Bi_M = k_M R/D_{AB}$ (Carslaw e Jaeger, 1980, Crank, 1976, Luikov, 1968).....	53
Tabela 4.1. Probabilidades e distâncias entre os dentes para um coletor com seis camadas de pentes (considerou-se a largura dos dentes igual a 0,5 cm).....	71
Tabela 5.1. Umidade de bananas pelo método da estufa, calor específico e contuvidade térmica.....	84
Tabela 5.2. Massa de quatro bananas versus tempo no secador de coluna estática, com umidade inicial $Mu(b.u) = 78,03\%$ e ar a $60\text{ }^\circ\text{C}$	87
Tabela 5.3. Massa média de água em uma banana e massa de média de uma banana com umidade inicial $Mu = 78,03\%$ versus tempo e ar a $60\text{ }^\circ\text{C}$	88
Tabela 5.4. Parâmetros obtidos para o ar e banana em cada experimento realizado por Queiroz (1994) (Lima, 1999).....	91
Tabela 5.5. Coeficientes de transporte, avaliados para cada teste de secagem, por Lima (1999).....	92
Tabela 5.6. Comprimento $2L$ e raio médio R de quatro bananas versus tempo t , no secador de coluna estática, com umidade inicial $Mu(b.u) = 78,03\%$ e ar a $60\text{ }^\circ\text{C}$	95
Tabela 5.7. Massa média de água $Y = MA, t, X1 = t/R^2, X2 = t/L^2$, de uma banana com umidade inicial $Mu = 78,03\%$ e ar a $60\text{ }^\circ\text{C}$	96
Tabela 5.8. Dados de dimensões de uma banana durante a sua secagem e coeficiente adimensional de encolhimento (Lima, 1999).....	110
Tabela 5.9. Parâmetros usados nos cálculos para o teste (4) de secagem, quando há encolhimento do raio de uma banana.....	113
Tabela 5.10. Parâmetros obtidos de simulações realizadas por Lima (1999) e da presente tese.....	116
Tabela 5.11. Calor latente de vaporização de água em banana L_{alim}	122
Tabela A.1. Coeficientes de transporte, avaliados para cada teste de secagem, por Lima (1999).....	161

Nomenclatura

a	Parâmetro obtido da correlação $R = a + bM_A$ (m)
A	Área (m ²) ou parâmetro livre obtido por correlação $M_{A\infty}$ (g ou kg) ou Bi_M (adim.)
$A_{lateral}$	Área lateral de uma banana = $2\pi R(2L) = 2\pi R(2L_x)$ (m ²)
A_n	Parâmetro = $2Bi_M / \{J_0(\mu_n)(Bi_M^2 + \mu_n^2)\}$ (adim.)
A_v	Área total entre os <i>dentes</i> dos <i>pentas</i> de uma dada camada (área de vazios) (m ²)
A_t	Área total de uma camada (<i>dentes</i> mais vazios) (m ²)
A_1	Parâmetro correspondente ao primeiro autovalor = $2Bi_M / \{J_0(\mu_1)(Bi_M^2 + \mu_1^2)\}$ (adim.)
A/D	Conversor analógico-digital
b	Parâmetro obtido da correlação $R = a + bM_A$ (m/kg)
B	Parâmetro <i>livre</i> obtido por correlação M_{A0} (g ou kg) ou D_{AB} (m ² /h ou m ² /s)
B_n	Parâmetro = $4Bi_M^2 / \{\mu_n^2(\mu_n^2 + Bi_M^2)\}$ (adim.)
B_1	Parâmetro correspondente ao primeiro autovalor = $4Bi_M^2 / \{\mu_1^2(\mu_1^2 + Bi_M^2)\}$ (adim.)
B_{iL}	Parâmetro baseado no número de Biot Bi_L (adim.)
Bi_C	Número de Biot de transferência de calor = hL/k (adim.)
Bi_{EQ}	Número de Biot equivalente = $k_M L_{EQ}/D_{AB}$ (adim.)
Bi_F	Número de Biot no final do processo de secagem (adim.)
Bi_L	Número de Biot de transferência de matéria, baseado no comprimento característico L, para um sólido esferoidal prolato = $k_M L/D_{AB}$ (adim.)
Bi_{LC}	Número de Biot baseado em L e avaliado pelo autor da presente tese (Costa) (adim.)
Bi_{LL}	Número de Biot baseado em L e avaliado por Lima (1999) (adim.)
Bi_M	Número de Biot de transferência de matéria = $k_M L/D_{AB}$ (adim.)
Bi_R	Número de Biot de transferência de matéria, baseado no raio R, de um cilindro = $k_M R/D_{AB}$ (adim.)
Bi_0	Número de Biot equivalente no tempo zero (adim.)
C_i	Calor específico da substância i (Jkg ⁻¹ °C ⁻¹)
C	Parâmetro <i>livre</i> obtido por correlação D_{AB} (m ² /h ou m ² /s)
C_p	Calor específico do objeto ou da mistura (Jkg ⁻¹ °C ⁻¹)
C_{pA}	Calor específico da água (Jkg ⁻¹ °C ⁻¹)
d	Largura dos <i>dentes</i> dos <i>pentas</i> (pré-estabelecido e igual a 0,5 cm) (cm)
D	Diâmetro de um cilindro (m) ou distância entre o centro de dois <i>dentes</i> consecutivos (cm ou mm)
D_{AB}	Difusividade molecular ou difusividade de água em banana (m ² /h ou m ² /s)
D/A	Conversor digital-analógico
$F0_C$	Número de Fourier de transferência de calor = $\alpha t/L^2 = kt/(\rho C_p L^2)$ (adim.)
$F0_M$	Número de Fourier de transferência de matéria = $D_{AB} t/L^2$ (adim.)
g	Aceleração da gravidade (m ² /s)
gy	Energia potencial gravitacional específica [m ² /s ² = (kgm/s ²)m/kg = Nm/kg = J/kg]
h	Coefficiente convectivo de transferência de calor (Wm ⁻² °C ⁻¹)
h_C	Coefficiente convectivo de transferência de calor (Wm ⁻² °C ⁻¹)
h_{conv}	Coefficiente convectivo de transferência de calor (Wm ⁻² °C ⁻¹)
h_{global}	Coefficiente global de transferência de energia $\cong h_{rad} + h_{conv}$ (Wm ⁻² °C ⁻¹)

h_{rad}	Coefficiente de transferência de energia por radiação ($\text{Wm}^{-2}\text{C}^{-1}$)
h_M	Parâmetro ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$)
j	A camada considerada
$J_0(\mu_n)$	Função de Bessel de primeira espécie e de ordem zero (adim.)
$J_1(\mu_n)$	Função de Bessel de primeira espécie e de ordem um (adim.)
k	Condutividade térmica do objeto = $k = \alpha\rho C_p$ ($\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$) ou tempo de amostragem (s)
$k_{\text{água}}$	Condutividade térmica da água ($\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$)
k_{alim}	Condutividade térmica do alimento ($\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$)
k_M	Coefficiente externo de transferência de matéria = h_M/ρ_S (m/s)
k_{MC}	Coefficiente externo baseado em Bi_{LC} e avaliado pelo autor da presente tese (Costa) (m/s)
k_{MF}	Coefficiente externo no final do processo (m/s)
k_{ML}	Coefficiente externo baseado em Bi_{LL} e avaliado por Lima (1999) (m/s)
k_{M0}	Coefficiente externo no início do processo (m/s)
K_{ij}	Coefficientes fenomenológicos para $i = j$ e coefficients combinados para $i \neq j$; sendo $i, j = 1$ e 2 e $K_{11} = D_{AB}$ (m^2/s) e $K_{22} = \alpha$ (m^2/s)
L	Comprimento focal $L = \sqrt{(L_2^2 - L_1^2)}$ (cm ou m) ou dimensão característica do objeto em análise (m) ou metade do comprimento de uma banana (cm ou m)
L_{alim}	Calor latente de vaporização da fase líquida (água) no alimento (J/kg)
L_{EQ}	Comprimento equivalente para a forma cilíndrica de bananas usadas na presente tese, similar à para um sólido prolato = $(L^2 - R^2)^{0,5}$ (cm ou m)
L_F	Comprimento característico ou focal no final do processo (m ou cm)
L_0	Comprimento característico no tempo zero (m)
L_1	Semi-eixo menor de um sólido esferoidal prolato ou às vezes aproximadamente igual ao raio de uma banana $L_1 \cong R$ (cm ou m)
L_2	Semi-eixo maior de um sólido esferoidal prolato (m)
Le	Número de Lewis = $1/Lu = \alpha/D_{AB}$ (adim.)
Lu	Número de Luikov = D_{AB}/α (adim.)
M_A	Massa de água na fruta <i>versus</i> tempo (kg ou g)
M_{Ac}	Massa de água em equilíbrio na fruta (kg ou g)
M_{A0}	Massa inicial de água na fruta (kg ou g)
$M_{A\infty}$	Massa de água na fruta a tempo infinito (kg ou g)
M_S	Massa total de sólidos no alimento (kg ou g)
M_{sol}	Porcentagem de sólidos no alimento (%)
M_0	Massa inicial de uma banana (kg ou g)
$Mu(\text{b.s.})$	Teor de umidade do produto dado em porcentagem, em base seca, b.s. = 100 % (massa de água/massa de sólidos no produto) (%)
$Mu(\text{b.u.})$	Teor de umidade do produto dado em porcentagem, em base úmida, b.u. = 100 % (massa de água/massa do produto) (%)
n	O número de camadas, incluindo o fundo do coletor
p	Probabilidade de um fóton, ao atingir o coletor, passar entre os <i>dentes</i> do <i>pente</i> e chegar até a camada imediatamente inferior
p_j	Probabilidade = $(n - j)/(n - j + 1)$ $n = 1; 2; 3; \dots$
p_{AS}	Pressão parcial próxima à superfície do alimento (N/m^2)
$p_{A\infty}$	Pressão parcial longe da superfície do alimento (N/m^2)
P	Pressão de vapor (N/m^2)
$P_{\text{água}}$	Pressão de vaporização da água pura (N/m^2)
P_{alim}	Pressão de vaporização da água contida na solução do alimento (N/m^2)

P/ρ	Energia de pressão (J/kg)
q	Fluxo de radiação solar (W/m^2)
r	Dimensão radial (m)
R	Raio de um cilindro (m ou cm)
R_M	Raio médio de um cilindro ou de uma banana (m ou cm)
R_0	Raio no tempo zero (m ou cm)
Re	Número de Reynolds = $\rho < v > L/\mu$ (adim.)
$R^2y(x)$	Coefficiente de correlação
s.c.	Superfícies de controle
S	Área de um sólido esferoidal prolato (cm^2 ou m^2)
t	Tempo (s ou h)
t_F	Tempo do final do processo (s ou h)
t_0	Tempo de início do processo (s ou h)
T	Temperatura ($^{\circ}C$ ou K)
T_a	Temperatura média do ar de secagem ($^{\circ}C$)
T_f	Temperatura final ($^{\circ}C$)
T_M	Temperatura média ($^{\circ}C$)
T_{sup}	Temperatura da superfície ($^{\circ}C$)
T_0	Temperatura inicial ($^{\circ}C$)
T_1	Temperatura inicial do alimento ($^{\circ}C$)
T_2	Temperatura inicial de secagem ($^{\circ}C$)
T_{∞}	Temperatura média do ar de secagem ($^{\circ}C$)
u_A	Umidade = (kg de água/kg de sólido) (adim.)
U	Umidade relativa (%)
U_A	Umidade total no cilindro = M_A/M_S (kg/kg = adim.)
U_{A0}	Umidade inicial = M_{A0}/M_S (kg/kg)
$U_{A\infty}$	Umidade de equilíbrio = $M_{A\infty}/M_S$ (kg/kg)
U_e	Umidade de equilíbrio (em base seca) = M_{Ae}/M_S (kg/kg)
U_f	Umidade final (em base seca) = M_{Af}/M_S (kg/kg)
U_0	Umidade inicial (em base seca) = M_{A0}/M_S (kg/kg)
UR	Umidade relativa do ar (%)
v	Velocidade do ar (m/s) ou volume específico da água líquida (m^3/kg)
v_{ar}	Velocidade do ar (m/s)
$<v>$	Velocidade média do fluido (m/s)
V	O volume de um sólido elipsóide prolato = $(4/3)\pi L_1^2 L_2$ (m^3) ou de uma banana considerada como cilindro infinito = $\pi R^2(2L)$ (m^3) ou volume específico da água vapor (m^3/kg)
v.c.	Volume de controle
$v^2/2$	Energia cinética (J/kg)
X	Variável tempo t (h) ou variável = t/R^2 (h/m^2 ou s/m^2)
X_i	Fração mássica do componente i = {massa do componente (i)/massa total} (kg/kg)
X_1	Variável = t/R^2 (h/m^2)
X_2	Variável = t/L^2 (h/m^2)
y	Posição (m)
Y	Variável massa experimental de água em uma banana $M_A(g)$ ou variável = $(M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$ (kg/kg)
Y_{AS}	Concentração aquosa de equilíbrio justamente na superfície do alimento em $r = R$ (kg/kg)
$Y_{A\infty}$	Concentração aquosa no meio externo longe da superfície do alimento (kg/kg)
z_i	Probabilidade de os fótons ficarem na camada i ; $i = 1; 2; \dots; n$

z_1 Probabilidade de os fótons ficarem na camada 1 ou primeira camada

Símbolos gregos e operadores matemáticos

α	Difusividade térmica = $k/(\rho C_p)$ (m^2/s)
$\bar{\beta}$	Coefficiente adimensional de encolhimento (adim.)
ΔT	Diferença de temperatura ($^{\circ}C$)
Δx	espessura de uma amostra (m)
$\partial M_A / \partial t$	Velocidade de evaporação de água (kg/s ou g/s)
$\partial Q / \partial t$	Potência para aquecer alimento e evaporar água (J/s)
$\partial W / \partial t$	Potências por condução e radiação, por dissipação viscosa e do eixo devido à existência de bomba ou turbina (J/s)
μ_F	Viscosidade dinâmica do fluido ($kgm^{-1}s^{-1}$)
μ_n	Autovalor (adim.)
μ_1	Primeiro autovalor (adim.)
μ_{1L}	Primeiro autovalor baseado no número de Biot Bi_L (adim.)
ρ	Densidade do fluido de secagem (kgm^{-3})
ρ_s	Densidade dos sólidos no alimento (kgm^{-3})
$\rho C_p T$	Calor sensível (J/m^3)
ρL_{alim}	Calor latente volumétrico (J/m^3)

Capítulo 1

Introdução

Neste capítulo é realizada uma introdução à secagem de produtos agropecuários, focaliza na secagem solar que pode ser auxiliada por energia fornecida por convecção forçada de ar e por energia de resistências elétricas. Nesse contexto são apresentados o objetivo geral e os objetivos específicos desta tese.

1.1. Introdução

A secagem é um dos processos comerciais mais usados na conservação de produtos agropecuários, sem que eles percam sensivelmente suas propriedades biológicas, além de ser um processo econômico comparado a outros que empregam temperaturas próximas à ambiente. Na prática, a secagem de um alimento consiste na remoção de parte de sua água livre a um nível no qual possa ser consumido e/ou armazenado à temperatura ambiente, sem significativas perdas de suas propriedades organolépticas e nutricionais.

Alguns dos métodos empregados para realizar a secagem são:

- a) Secagem natural, na qual o produto é disperso, por exemplo, em terrenos cimentados ou de ladrilhos ou na planta de secagem. Esta tecnologia pode desaparecer, porém ainda é a técnica mais empregada no Brasil, pois as condições meteorológicas permitem esse tipo de operação com pouco investimento.
- b) Secagem artificial, a qual é realizada em secadores mecânicos, nos quais se faz circular ar aquecido, impulsionado por ventiladores, sobre o produto a ser secado. O ar pode ser aquecido através de gases de combustão de lenha ou pela queima de combustíveis fósseis ou ainda por eletricidade.

A secagem pode ser classificada como secagem contínua ou descontínua. Na contínua, o produto que está sendo secado fica continuamente sob ação do ar quente até atingir o teor de umidade final escolhido, M_u .

O teor de umidade do produto dado em porcentagem, em base úmida, b.u., é definido como $M_u = 100 \%$ (massa de água/massa do produto) e em base seca é 100% (massa de água/massa de sólidos no produto). Na secagem descontínua ou intermitente, o produto é submetido a vários tempos sucessivos de secagem e repouso até o final do processo. Neste processo a energia empregada para movimentar o produto e aquecer o ar, aumenta o custo da secagem e o inadequado uso dos secadores reduz em muito sua eficiência térmica e põe em risco a qualidade especificada para o produto final.

Com o aumento dos preços dos combustíveis aumentaram consideravelmente os custos da secagem por métodos convencionais, tal como a secagem mecânica, o que exigiu a procura de outras metodologias para realizar o citado processo. Um procedimento de secagem que combina o método mecânico e o natural é usado no Brasil principalmente para grãos. O mesmo consiste em combinar o aquecimento do ar em um coletor solar e a convecção forçada, realizada por ventiladores; resultando no emprego eficaz da energia solar em comparação aos métodos que não usam convecção forçada. Este procedimento tem por finalidade reduzir a mão-de-obra, as perdas do produto e contaminações. Ele apresenta pequeno custo operacional, é de fácil operação, diminui ou elimina o uso de combustíveis, além da vantagem de a energia solar tratar-se de um recurso *renovável*, de captação local e que não contamina o produto alimentício. Comumente, neste sistema de secagem é necessária energia elétrica para mover o ventilador que impulsiona o ar; além disto, em algumas ocasiões, pode ser necessário fornecer energia através de resistências elétricas para complementar a energia para manter o produto na temperatura selecionada para secagem. Quando se obtém o produto seco usando este método, como por exemplo, banana passa, o valor de venda do produto no Brasil é de aproximadamente 10 vezes o valor de compra do alimento *in natura*; o que assegura um bom lucro aos investidores.

Em síntese, algumas das vantagens da desidratação de frutos, como banana, são:

- O alimento desidratado continua sendo nutritivo, em comparação com o alimento sem desidratar. Com a perda de água, o valor nutritivo do alimento concentra-se.
- O alimento desidratado é mais leve que o alimento sem desidratar, compacto, fácil de transportar, além de poder ser mantido o sabor quase inalterado por longos tempos, uma vez que é praticamente impossível ou é minimizada a proliferação de microorganismos onde não há muita água nem oxigênio.
- A produção caseira ou semi-industrial de alimentos desidratados tem pouco custo, tem baixo custo de armazenamento e os custos do investimento inicial podem ser recuperados em pouco tempo, através da venda do produto desidratado.

Portanto, sistemas de secagem usando ar impulsionado mecanicamente e energia solar constituem possibilidades adequadas, eficientes e econômicas, uma vez que a energia requerida para o aquecimento do alimento desde a sua temperatura inicial até a temperatura escolhida para secagem e a energia para evaporação de água do produto provém de fontes naturais, como a entalpia do ar ambiente e a radiação solar.

O dimensionamento, a construção e o uso de um sistema de secagem solar para desidratação de frutos tropicais fazem parte desta pesquisa, que vai de encontro com a política governamental prioritária, de produzir alimentos a pequenos custos e explorar novas fontes de energia. Neste sistema de secagem, há um sistema de fornecimento de energia através de resistências elétricas, para quando for necessário completar a energia fornecida pelo Sol, para manter o produto que está sendo secado na temperatura desejada.

Além das partes básicas mencionadas antes, neste trabalho é realizada a automação do sistema elétrico-solar de secagem de alimentos, composto basicamente por um coletor solar, uma câmara de secagem, um exaustor eólico e um ventilador para promover a convecção forçada do ar quente. Para promover o controle da temperatura de secagem, há um circuito de potência elétrica, que ativa um sistema de resistências elétricas, quando é necessário complementar a energia solar captada pelo coletor. Através de sensores, os valores das variáveis do processo, tais como, temperatura, umidade, vazão de ar e peso dos alimentos, podem ser coletados usando um microcomputador contendo uma placa de aquisição de dados. Um sistema supervisor foi desenvolvido para permitir a visualização e o devido processamento das variáveis medidas. O programa do sistema supervisor e de controle em tempo real foi desenvolvido em linguagem de programação por Rêgo (2002), através do programa LabVIEW-5.1 da empresa National Instruments. O sistema supervisor e de controle desenvolvido por Rêgo (2002) foi empregado na presente tese.

O Brasil dispõe de um grande potencial de uso de energia solar em quase todo o nosso território, notadamente na região Nordeste. Essa mesma energia constitui-se em uma opção vantajosa na viabilidade de muitos projetos que poderiam promover o desenvolvimento dessa região em vários setores, como na secagem de frutos tropicais, no aproveitamento da energia solar para o aquecimento domiciliar de água e, também, para a transformação da energia solar em elétrica, em locais onde existam dificuldades de se obter energia elétrica a partir de usinas hidroelétricas. Paralelamente, devem ser considerados entre outros os seguintes aspectos relevantes:

- a) Os custos operacionais e de manutenção de equipamentos envolvidos nos sistemas de secagem solar são relativamente pequenos.
- b) A energia solar é um recurso renovável e que não polui o ambiente.
- c) O uso da energia solar se insere no contexto do mundo globalizado, pois se procuram novas fontes de energia e suas conseqüentes explorações.

Os trabalhos de pesquisa em secagem solar no Brasil são realizados há décadas, tendo sido direcionados principalmente para o aquecimento de água e secagem de grãos. Por

exemplo, alguns núcleos universitários, especificamente a UNICamp – Universidade Estadual de Campinas e a UFPB – Universidade Federal da Paraíba, iniciaram na década de 1970, trabalhos de pesquisa e aplicações, norteando o uso dessa fonte alternativa de energia, sendo que muitas dessas linhas de pesquisa foram abandonadas. Mas, em algumas universidades brasileiras ainda se realizam pesquisas em energia solar, como no Laboratório de Energia Solar da UFRGS – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, que iniciou suas atividades em 1976, junto ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais, na Escola de Engenharia da UFRGS. Na página do citado laboratório de energia solar, www.solar.ufrgs.br/Teses.html, podem ser encontradas quase 40 dissertações e teses, de 1978 a 2006, mas um dos temas mais abordados é o aquecimento de água usando energia solar e não a secagem de alimentos por radiação solar.

Uma das vantagens do coletor solar, construído para esta tese, é ser leve se comparado com coletores classicamente usados na secagem solar; muitos deles são pesados, difíceis de transportar e às vezes irremovíveis. Além disto, ele pode ser compactado facilmente para quando for necessário transportá-lo. A câmara de secagem, que é construída em módulos, também pode ser desmontada para ser transportada.

Para modelar rigorosamente um sistema de secagem se necessita que, pelo menos, as equações de balanço de matéria e energia sejam resolvidas simultaneamente, no interior do alimento. Em particular, a equação da quantidade de movimento do meio externo (ar), influencia no processo de secagem, por exemplo, através do número de Reynolds; o qual é analisado nesta tese. Sem dúvida, uma simplificação importante se obtém ao adimensionalizar as equações de Fourier (energia) e de Fick (matéria), e analisar a relação entre a difusividade molecular D_{AB} (m^2/s) e a térmica α (m^2/s). Para frutos cortados em fatias de pequena espessura, quando ocorre que $D_{AB} \ll \alpha$, ou seja, a resistência interna à difusão de matéria ($1/D_{AB}$) é muito maior que a resistência interna à difusão de calor no alimento ($1/\alpha$), a secagem pode ser modelada considerando somente o balanço de matéria (equação de Fick). Isto é válido, na realidade, quando além das considerações anteriores, as outras resistências externas ao fruto são desprezíveis.

Na modelagem matemática apresentada nesta tese, é considerado que as fatias de banana são finas e que a secagem pode ser admitida como sendo de uma camada delgada. Portanto, é testada a equação de difusão de Fick, sem resistência externa à transferência de matéria, para modelar a difusão de matéria no interior do fruto.

Nas regiões Norte e Nordeste do Brasil existem pequenas empresas interessadas nos resultados de pesquisas como a presente, porque para elas não se justifica a instalação de

equipamentos sofisticados e de grande custo energético e operacional. Neste contexto, para contribuir com as pesquisas em energia solar e em particular no estudo de secadores solares, são apresentados a seguir os objetivos desta tese.

Na presente pesquisa se teve por objetivo projetar, construir e testar um secador elétrico-solar para frutos tropicais, usando um sistema de aquisição de dados e de controle computacional da temperatura de secagem. E também realizar experimentos de secagem de bananas em um secador de coluna estática, para modelar a secagem e obter parâmetros através da modelagem matemática simplificada do processo de secagem de bananas, baseando-se na 2^a equação de Fick e na 2^a equação de Fourier.

No *capítulo (2)* é apresentada uma pequena revisão bibliografia sobre secagem, coletores e secadores solares, além de discutir sobre algumas variáveis da secagem, assim como sobre modelos de secagem.

No *capítulo (3)* é realizada a modelagem da secagem considerando a banana como um cilindro infinito. Nesse *capítulo* é apresentada uma modelagem da difusividade de água em banana D_{AB} e do coeficiente externo de transferência de matéria k_M . Além disto, é apresentado sucintamente um dos modelos de secagem desenvolvidos por Lima (1999); para facilitar a sua comparação com o modelo desenvolvido na presente tese.

No *capítulo (4)* são apresentadas metodologias usadas no projeto, construção e testes com o sistema elétrico-solar. Além disto, são apresentados métodos empregados para a determinação de umidade de banana e a realização de experimentos no secador de coluna estática.

No *capítulo (5)* são apresentados resultados experimentais e de cálculos realizados na presente tese. São comparados resultados de cálculo usando as modelagens apresentadas no *capítulo (3)* e no *apêndice (A)*, respectivamente, e resultados obtidos de cálculos e modelos da literatura.

No *capítulo (6)* são apresentadas as principais conclusões do presente trabalho e no *apêndice (A)* são apresentadas modelagens para o calor latente de vaporização de água em banana L_{alim} , assim como modelos de secagem desenvolvidos por Lima (1999).

Capítulo 2

Revisão bibliográfica

Neste capítulo é realizada uma pequena revisão bibliográfica de secagem de produtos alimentícios, incluindo a secagem de grãos e frutos. Como um dos objetivos deste estudo é a realização de secagem de banana, são incluídas variáveis que influenciam na secagem como densidade, teor de umidade de equilíbrio, calor específico, condutividade térmica e calor latente de vaporização. Além disto, são discutidos alguns modelos de secagem, para fornecer subsídios para a realização da modelagem simplificada do processo de secagem.

2.1. Generalidades sobre secagem, coletores e secadores solares

A secagem de um alimento consiste, basicamente, na redução de seu teor de umidade a um nível no qual seu metabolismo e/ou dos microrganismos a ele associados sejam minimizados. Trata-se de uma operação de suma importância nas indústrias de produtos químicos e de alimentos, bem como no processamento e estocagem de grãos.

Existem várias pesquisas usando energia solar como substituta de outras formas de energia para a secagem de grãos ou de outros produtos agrícolas (Lima, 1999, Mata, 1985, Morey et al., 1976, Zink e Brook, 1978).

Na secagem de um produto biológico, ocorre transferência de calor e matéria, podendo a energia ser fornecida ao material por métodos combinados: convecção - através do ar, por condução - através do contato com uma superfície quente e por radiação - através de ondas eletromagnéticas. Parte da energia fornecida ao alimento é gasta para aquecê-lo desde uma temperatura média inicial, T_1 , até uma final $T_2 = T_M$; outra parte é usada para vaporizar o líquido (água) da superfície do sólido (ou próximo da superfície, se a mudança de estado ocorrer dentro do produto) que por convecção natural ou forçada é retirado pelo fluxo de ar.

A secagem é governada pela combinação de vários fatores, como retirada de umidade da superfície do produto e migração de umidade do interior à superfície do produto. A velocidade ou taxa da retirada da umidade da superfície do produto é função da área do produto exposta ao ar e da capacidade do ar de retirar a água da superfície. Portanto, quanto maior área superficial do produto, maior será a área de troca de calor e massa com o fluxo de ar, facilitando a remoção de água. A força motriz para retirada de água, nessa etapa, é a diferença entre a pressão de vapor na superfície do produto e a pressão de vapor do fluxo de ar passando dentro do secador.

Quando ocorre retirada de umidade da superfície e das camadas externas, cria-se internamente, um gradiente de concentração, causando um processo migratório de umidade, do centro para a superfície do produto. A migração de umidade do interior à superfície do produto depende do tamanho da partícula, da sua estrutura interna e da força motriz dessa migração, que é o gradiente de concentração.

Quanto maior a partícula, maior distância deve ser percorrida pelo calor, da superfície para o centro, e pela umidade do centro para a superfície do produto para ser evaporada. Diferentes produtos possuem diferentes estruturas internas, facilitando ou dificultando a migração de umidade, de acordo com sua porosidade e das cargas positivas e negativas das cadeias carbônicas.

O aumento da força motriz da migração da umidade, através do aumento da temperatura e/ou da diminuição da umidade do fluxo de ar, geralmente aumenta a velocidade de secagem, pois aumentam as diferenças de concentrações entre as camadas internas e externas.

Como já foi visto, nos processos tradicionais a secagem mecânica consome grande quantidade de energia e na secagem natural o produto obtido é depreciado devido à sua exposição a condições ambientais desfavoráveis, surgindo a necessidade de se explorar novas técnicas de secagem, visando minimizar estes inconvenientes.

Um procedimento opcional de secagem consiste em aquecer o ar por meio de um coletor solar e efetuar a convecção forçada de ar usando ventiladores, resultando em um uso mais eficiente das condições atmosféricas. Esta técnica é usada na secagem de camada espessa de grãos em silos-secadores, mostrando ser economicamente competitiva em comparação a outros sistemas de secagem. Nos silos se trabalham a baixas temperaturas e com convecção forçada de ar, havendo um aumento de temperatura da ordem de 10 a 12 °C, acima da temperatura ambiente. A mencionada secagem é muito lenta, podendo demorar até duas semanas para secar 20 toneladas de grãos, uma vez que, nos secadores mecânicos, o aumento da temperatura é da ordem de 60 a 70 °C, e o tempo de secagem é de cerca de três horas, mas este processo é muito oneroso.

Muitos tipos de secadores são empregados para a secagem de produtos agrícolas (Lima, 1999, Mata, 1985, Santos, 1980). Por exemplo, na Fig.(2.1) é apresentado um sistema de secagem constituído de um coletor, um secador (silo de secagem), um ventilador e outros componentes da instalação. Neste sistema o ar é aquecido na sua passagem pelo coletor solar, através da radiação solar combinada com energia devido à convecção provocada pelo ventilador; penetrando no silo através de um distribuidor, aquecendo os grãos e promovendo a

secagem. Neste equipamento, a energia pode ser complementada por aquecimento fornecido por resistências elétricas. As resistências podem estar localizadas antes ou após o coletor solar; porque se existir um sistema de controle de temperatura, poderá ser escolhida a temperatura de secagem e as resistências fornecerão somente a energia necessária para complementar a energia solar.

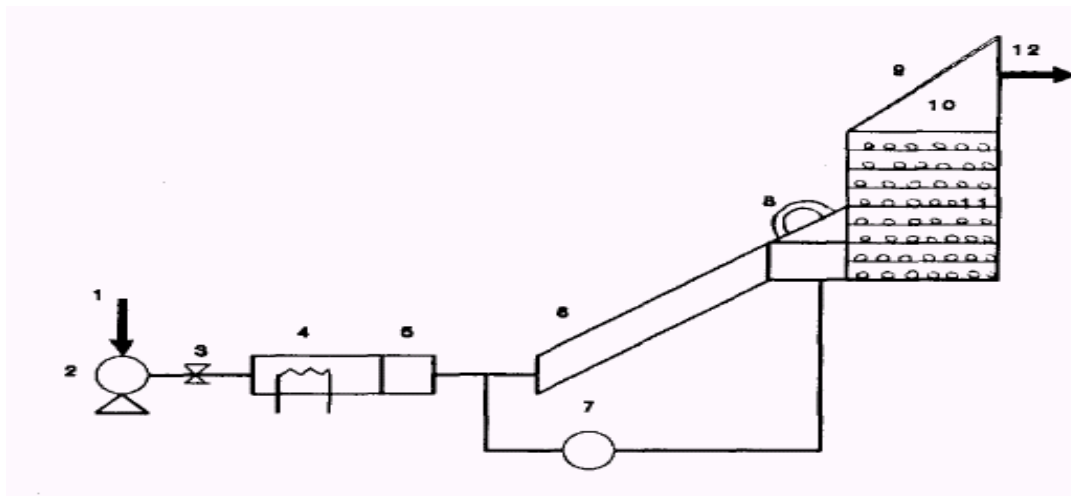


Fig. 2.1. Esquema de um secador solar. Legenda: 1. entrada de ar, 2. ventilador, 3. válvula, 4. resistências elétricas, 5. medidor de fluxo, 6. coletor solar, 7. transdutor de pressão, 8. solarímetro, 9. câmara de secagem, 10. exaustor, 11. produtos e 12. ar de saída (Tiris et al, 1996).

Existem várias pesquisas usando energia solar como substituta de outras formas de energia para a secagem de grãos ou de outros produtos agrícolas, como os trabalhos de Lima (1999), Mata (1985), Morey et al. (1976), Santos (1980), Stevens e Okos (1978) e Zink e Brook (1978).

Mata (1985) realizou um amplo trabalho tanto teórico como experimental, estudando um coletor e um silo secador, para a secagem de produtos agrícolas. Na Fig.(2.2) é apresentado um sistema de secagem de grãos, constituído por um coletor-secador solar, do tipo usado por Mata (1985). Neste sistema o ar é aquecido na sua passagem pelo coletor solar, penetrando no silo de secagem através do *plenum* e sendo distribuído para os grãos por meio de uma chapa perfurada (Mata, 1985).

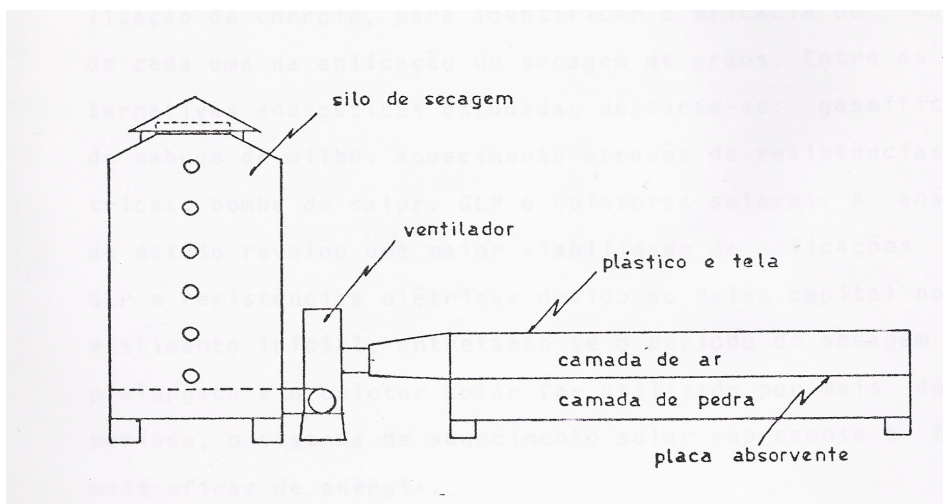


Fig. 2.2. Sistema coletor solar-secador (Mata, 1985).

Foram realizadas simulações em regime permanente e transiente, para dois tipos de coletores solares planos: um coletor solar com cobertura de plástico transparente (coletor tipo A), apresentado na Fig.(2.3), e outro coletor com placa absorvente exposta diretamente ao ambiente e à radiação solar (coletor tipo B), apresentado na Fig.(2.4).

Segundo Mata (1985), os coletores solares planos são os mais usados no processo de secagem devido a suas simplicidades de construção, como também os baixos custos no investimento inicial. Dois tipos de coletores solares são bastante usados no processo de secagem; um deles tem uma cobertura de plástico transparente, com a placa absorvedora sobreposta ao isolante, com o ar passando entre a placa absorvedora e a cobertura transparente (coletor tipo A); o outro tipo de coletor solar tem a placa absorvedora exposta diretamente ao ambiente e à radiação solar, com o ar passando entre a placa absorvedora e o isolante (coletor tipo B).

Como já foi mencionado, no trabalho de Mata (1985) foram usados os coletores tipo A e B, apresentados nas Figs.(2.3) e (2.4), respectivamente. A cobertura transparente do coletor solar tem como finalidade minimizar as perdas de calor por radiação infravermelha entre a placa absorvedora e o ambiente. Para este tipo de cobertura era usado apenas o vidro, mas certos tipos de plástico transparente também vêm sendo usados satisfatoriamente com esta finalidade (Mata, 1985).

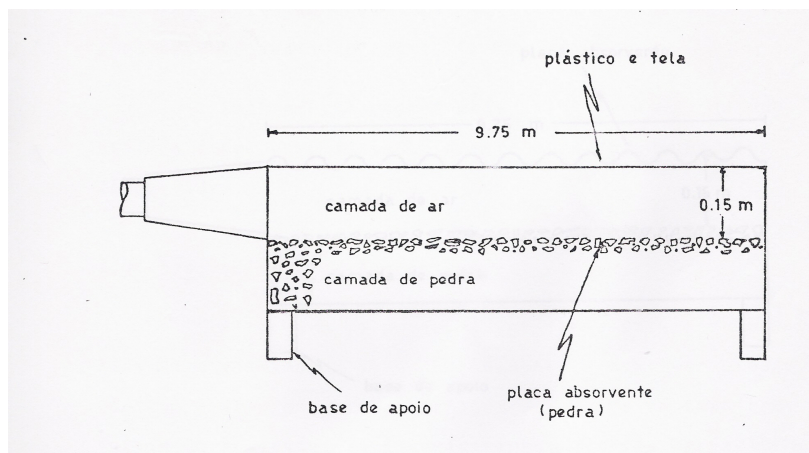


Fig. 2.3. Coletor tipo A (Mata, 1985).

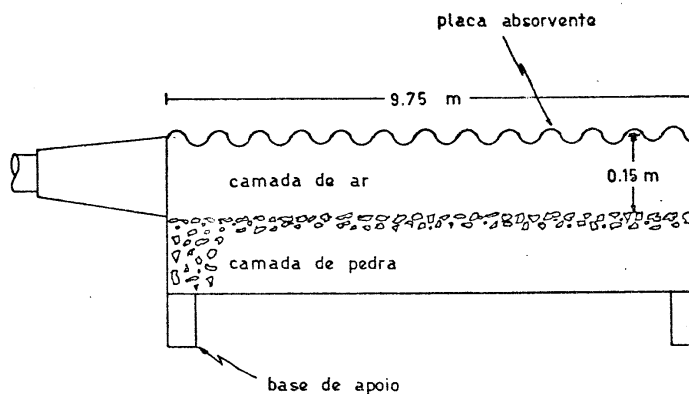


Fig. 2.4. Coletor tipo B (Mata, 1985).

Na parte teórica (simulações) foi considerado um coletor solar com 20 m de comprimento, 3 m de largura e 0,10 m de altura para a passagem do ar, cujas vazões foram de 50, 100 e 150 m³/min. Na parte experimental foi usado um coletor solar com 10 m de comprimento, 2 m de largura e 0,10 m de altura. A cobertura transparente foi de PVC – policloreto de vinila, com 0,40 mm de espessura, abaixo da qual havia uma camada de ar e após esta, existia uma camada de pedra com 10,5 cm de espessura e terra com 51 cm de espessura. Os experimentos foram executados em três dias diferentes, com vazões de 23, 27 e 28 m³/min.

Nas simulações foram usados vários modelos da literatura, para 3, 10 e 50 toneladas de milho, com teor de umidade inicial, em base úmida, inicial de $\mu = 20\% = 0,20$ e final de

13 %. Na parte experimental foram usados 640 kg de milho, com teor inicial de 17 % e teor final médio de 10,76 %.

Algumas das conclusões de Mata (1985) são:

- a) De acordo com os resultados obtidos, o PVC é mais eficiente que o polietileno para cobertura do coletor solar, por transmitir mais radiação solar e absorver mais radiação infravermelha.
- b) Analisando os resultados de alguns experimentos de secagem, verificou que existe uma pequena diferença em favor da secagem usando o PVC como cobertura em comparação o uso do polietileno.
- c) Comparando-se os rendimentos dos coletores tipo A (com cobertura de plástico transparente) e tipo B (com placa absorvente exposta diretamente ao ambiente e à radiação solar), concluiu que o coletor tipo A é bem mais eficiente que o coletor B.
- d) Através da análise de alguns resultados de secagens, verificou-se que a vazão do ar é um fator bastante importante da secagem.

Comparando as conclusões (a) e (b) de Mata (1985), nota-se que na prática não houve grande diferença nos resultados experimentais de secagem, como deveria ser esperado, de acordo com a conclusão (a).

Com relação à conclusão (c), é importante lembrar que o coletor tipo B é um dos mais simples sistemas de aproveitamento de energia solar, sendo fácil o seu uso na secagem na zona rural. Além disto, era de se esperar que o seu rendimento fosse menor que um coletor não convencional, como o coletor tipo A. A frase não convencional deve ser usada com cuidado, pois o coletor A, hoje (2007) já não representa um coletor não convencional, porque ele é muito pesado, difícil de ser transportado e, em geral, não removível. Talvez, o único de não convencional que tenha é usar polímero transparente na sua construção.

A conclusão (d) obtida por Mata (1985) é algo evidente, porque mesmo sem realizar experimentos se poderia chegar a ela. Ou seja, quando o ar de secagem não está saturado de umidade, à medida que aumenta a vazão, aumenta também o número de Reynolds e geralmente diminui a resistência à transferência de calor na interface alimento/ar e, portanto, aumenta a velocidade de secagem (kg de água evaporada/segundo), sendo o número de Reynolds, Re , dado por:

$$Re = \frac{\rho < v > L}{\mu} \quad (2.1)$$

Sendo $L(m)$ a dimensão característica do objeto em análise, $\rho(kgm^{-3})$ a densidade do fluido de secagem, $\langle v \rangle(m/s)$ a velocidade média do fluido e $\mu_F(kgm^{-1}s^{-1})$ a sua viscosidade dinâmica.

Existem trabalhos nos quais se dedica especialmente à secagem da banana como a tese de Lima (1999). Neste trabalho foram desenvolvidos vários modelos matemáticos bidimensionais analíticos e numéricos para simular o fenômeno de difusão em sólidos e, em particular, os modelos foram usados para descrever a transferência de energia e matéria durante a secagem de banana, da variedade nanicao.

A banana seca ou banana-passa é obtida da secagem artificial da banana bem madura; geralmente, da banana nanica ou nanicao. É um produto industrializado em pequena escala, contudo dados numéricos do volume de comercialização nacional não foram encontrados na literatura. O produto obtido é de coloração bem escura, consistência firme e sabor pouco persistente de banana.

Bananas secas são estáveis à ação de microorganismos se o teor de umidade for menor que 23 %, em base úmida (b.u.). Industrialmente, a secagem é conduzida até que a umidade da banana atinja cerca de 20 a 25 % (b.u.), sendo o seu controle realizado de maneira prática, pela observação da cor, consistência e teor de água do produto final (Medina et al., 1978, citado por Lima, 1999). No entanto, para produzir um produto de aceitável textura, mastigação e cor, as bananas devem ser secadas até um teor de umidade de 14 a 15 % (b.u.), usando uma temperatura máxima de 60 °C.

De acordo com Medina et al. (1978), as condições ideais de secagem de banana em secadores tipo túnel, considerando-se os fatores de qualidade e cor do produto, velocidade e temperatura do ar de secagem são: temperatura de 70 °C e velocidade tangencial do ar de 3 m/s. O tempo de secagem é de cerca de 12 a 16 horas, quando a umidade relativa exterior se situa entre 70 a 90 %. No final da secagem, o teor de umidade do produto está em torno de 25 % (b. u).

Schirmer et al. (1996) pesquisando a secagem de banana com energia solar, apresentam um secador solar tipo túnel. Segundo os autores, a temperatura do ar de secagem na saída do coletor solar estava na faixa de 40 a 65 °C durante a secagem, dependendo das condições climáticas e da hora do dia, sendo que o processo demorou de 3 a 5 dias, em comparação aos 5 a 7 dias necessários para a secagem solar com ar natural. Aliado a esta vantagem, o produto apresentou alta qualidade em sabor, cor e textura.

Com os modelos de secagem, propostos por Lima (1999), são preditas as

transferências internas de umidade e/ou calor no sólido, bem como o seu teor médio de umidade e/ou temperatura média ao longo do processo de secagem. É usada uma condição de contorno convectiva ou de equilíbrio na superfície do sólido, coeficiente constante ou variável de difusão de água, D_{AB} , além de contemplar a possibilidade de encolhimento do alimento durante a secagem.

Lima (1999) estudou situações como, por exemplo, muitos valores de números de Fourier e de Biot. Foram obtidas equações para a difusividade térmica $\alpha(\text{m}^2/\text{s})$ e molecular $D_{AB}(\text{m}^2/\text{s})$, coeficiente convectivo de transferência de calor $h(\text{Wm}^{-2}\text{C}^{-1})$ e o coeficiente externo de transferência de matéria $k_M(\text{m}/\text{s})$, usando o método dos mínimos quadrados, para correlacionar os dados e ajustar os parâmetros. Os números de Biot (Bi) e de Fourier (Fo) de transferência de calor e matéria são definidos, respectivamente, como:

$$Bi_C = \frac{hL}{k} \quad (2.2)$$

$$Bi_M = \frac{k_M L}{D_{AB}} \quad (2.3)$$

$$Fo_C = \frac{\alpha t}{L^2} = \frac{kt}{\rho C_p L^2} \quad (2.4)$$

$$Fo_M = \frac{D_{AB} t}{L^2} \quad (2.5)$$

Sendo $C_p(\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})$ o calor específico do objeto sob análise, $k(\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1})$ a sua condutividade térmica e $t(\text{s})$ o tempo. O número de Biot de transferência de calor, $Bi_C = hL/k = (1/k/L)/(1/h)$, é a relação entre a resistência interna à transferência de calor, $(1/k/L)$ e a resistência externa à transferência de energia por convecção, $1/h$. O número de Biot de transferência de matéria, $Bi_M = (1/D_{AB}/L)/(1/k_M)$, é a relação da resistência interna à transferência de matéria, $1/D_{AB}/L$, pela resistência externa à transferência de matéria, $1/k_M$. Quanto maior é a difusividade $\alpha = k/(\rho C_p)$ ou D_{AB} , para parâmetros finitos t e L , mais rápido ocorre a difusão de calor ou de matéria no objeto analisado, respectivamente, e mais rápido ele atinge determinada temperatura ou concentração escolhida.

Em geral, quando os números de Biot, Bi_C e Bi_M , estão na faixa $0,1 < Bi_C < 100$ e $0,1$

$< Bi_M < 100$ existem tanto a resistência interna como a externa à transferência de calor e de matéria, respectivamente. Quando os números de Biot $Bi_C < 0,1$ e $Bi_M < 0,1$ não há resistências internas e quando $Bi_C > 100$ e $Bi_M > 100$ não existem resistências externas (Luikov, 1968), ou seja, os números de Biot tendem a infinito, $Bi_C \rightarrow \infty$ e $Bi_M \rightarrow \infty$. Em alguns livros, como no de Heldman e Singh (1981) se admite o limite para número de Biot tendendo a infinito quando $Bi_C \rightarrow 40$ e $Bi_M \rightarrow 40$.

Entre as várias sugestões para futuros trabalhos, apresentadas por Lima (1999), são destacadas as seguintes:

- i) Ampliar os modelos apresentados, incorporando o efeito de transferência de calor por radiação, para processos a altas temperaturas.
- ii) Obter procedimentos numéricos/analíticos/experimentais mais precisos, para determinar os coeficientes de difusão e de transferência simultâneos em produtos biológicos.
- iii) Ampliar os modelos para quando existirem efeitos eletromagnéticos (secagem com microondas, infravermelho etc.) com ou sem efeito convectivo, e aplicá-los a situações práticas.
- iv) Estudar o fenômeno de anisotropia, bastante comum em alimentos.

Santos (1980) contruiu um coletor armazenador de energia de 60 m^2 de área (3 m de largura e 20 m de comprimento), com materiais simples e baratos, como terra, pedra britada, tijolos de cimento, plástico e madeira. Ele desenvolveu o seu trabalho de mestrado com os seguintes objetivos:

- a) Construir um coletor armazenador de energia solar, de baixo custo com materiais de fácil aquisição por um pequeno ou médio produtor rural. *Entende-se por coletor solar de baixo custo, como um equipamento para o qual o investimento inicial necessário à sua aquisição seja menor que aquele necessário à aquisição de um similar existente no mercado.*
- b) Avaliá-lo através de um modelo matemático baseado em transferência de calor. Isto é, determinar a área coletora por unidade de massa do produto a ser secado, em função das condições ambientais (radiação solar, temperatura ambiente, umidade relativa do ar) e da vazão necessária à secagem do produto.
- c) Comparar as características do coletor rústico com as de um coletor plano convencional.

Algumas das conclusões mencionadas por Santos (1980), depois de realizar o seu trabalho foram:

- i) O uso da energia solar de forma criteriosa parece ser uma possibilidade factível para a secagem de matérias-primas agrícolas, já que os combustíveis derivados do petróleo, que são comumente usados na secagem, estão se tornando cada vez mais caros.
- ii) Da comparação do coletor armazenador com um coletor plano simples, concluiu que o coletor armazenador apresentou algumas vantagens como menor custo por unidade de área; menor área para um mesmo incremento de temperatura e capacidade para armazenar energia em virtude da massa de pedras; como resultado do produto da densidade pelo seu calor específico, ou seja, ρC_p .
- iii) Algumas desvantagens do coletor armazenador são a impossibilidade de trasladá-lo de um local para outro e, também, a dificuldade de construí-lo em módulos, como é comum nos coletores planos.

Morey et al. (1976) simularam o processo de secagem de grãos com suplementação de aquecimento solar para baixas temperaturas, com dados climatológicos da região de Minnesota. Analisaram os custos de investimentos no processo de secagem de milho, assim como a qualidade e o teor de umidade final do produto. Concluíram que a secagem usando energia solar é economicamente competitiva em relação a outros sistemas de secagem, tais como uso de resistência elétrica para aquecer o ar e secagem com ar natural.

Stevens e Okos (1978) simularam a secagem de trigo com energia solar e ar natural, com a finalidade de antecipar o tempo de colheita deste produto nos Estados Unidos e minimizar o uso de energia proveniente de combustíveis fósseis. Uma das simulações foi desenvolvida usando os dados de energia solar para a secagem em lote, com duração de nove dias. Outra simulação foi com ar natural e o processo durou dezesseis dias. Os resultados obtidos foram comparados e concordaram com os dados experimentais. Além disto, esses resultados comprovaram a vantagem do uso da secagem de grãos com energia solar em relação ao uso de ar natural.

Zink e Brook (1978) avaliaram várias técnicas de uso de energia, para identificar a eficiência de custos de cada uma na secagem de grãos. Entre as possibilidades energéticas estudadas destacam-se: gaseificação de sabugo de milho, aquecimento através de resistências elétricas, bomba de calor, GLP – gás liquefeito de petróleo e coletores solares. Da análise do estudo realizado foram obtidas maiores factibilidades de aplicações do GLP e das resistências

elétricas devido ao pequeno capital no investimento inicial, porém se o tempo de secagem for prolongado e se o coletor solar for usado por mais de um período de secagem, o GLP representa a forma mais eficaz de uso de energia.

2.2. Algumas variáveis envolvidas na secagem

Uma maneira simplificada de analisar a secagem é apresentada na Fig.(2.5), na qual são destacadas as principais variáveis de um processo de secagem, onde são usados como parâmetros o ar de secagem e o produto alimentício. Pode-se entender facilmente o conteúdo da citada figura; por exemplo, se a umidade relativa do ar ambiente aumenta, considerada variável 1, o tempo de secagem do alimento aumenta, como pode ser observado na Fig.(2.5-a). Se a temperatura do ar de secagem diminui, o tempo de secagem aumenta etc.

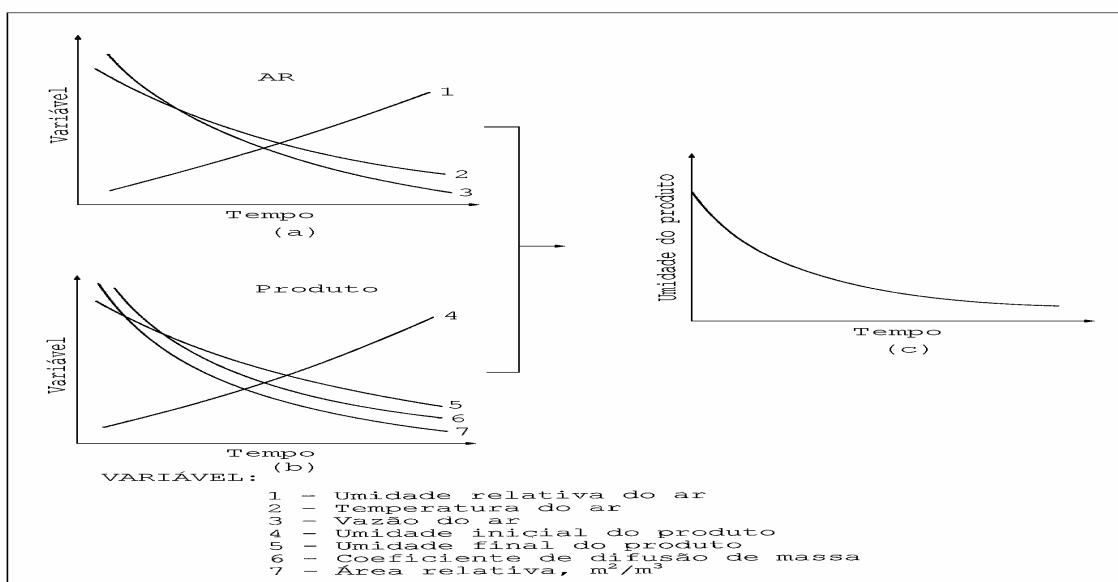


Fig. 2.5. Algumas variáveis que influenciam na secagem de um alimento (Fioreze, 2003).

A seguir são discutidas algumas variáveis que influenciam na secagem como o teor de umidade de equilíbrio, o calor específico e o calor latente de vaporização. Estas variáveis complementam outros parâmetros ou variáveis que também influenciam na secagem tais como número de Reynolds, de Biot e de Fourier, difusividade térmica e molecular etc. Muitos

desses parâmetros surgem naturalmente quando são resolvidas as equações diferenciais que governam as transferências de matéria e energia, durante a secagem de um alimento. Ou, então, quando são adimensionalizadas condições de contorno ou equações diferenciais ou, ainda, quando é usada a análise dimensional para resolver problemas de secagem.

Por exemplo, segundo o modelo de Thompsom, alguns dos parâmetros do produto necessários para a modelagem matemática da secagem são as curvas de secagem em camadas delgadas, as curvas de umidade de equilíbrio, o calor específico e o calor latente de vaporização. A partir desses parâmetros, é possível empregar a simulação matemática como um método para estudo do problema da secagem em camada espessa do produto, o que resulta em uma grande vantagem prática.

2.2.1. Teor de umidade de equilíbrio

O teor de umidade de equilíbrio constitui um parâmetro importante na secagem, armazenamento e manuseio dos produtos agrícolas. Na secagem, representa a umidade limite que o produto irá atingir quando em contato com o ar, numa determinada temperatura e pressão de vapor.

O teor de umidade (relação entre a massa de água contida no produto e a massa do produto, em base úmida; ou a massa de água dividida pela massa de matéria seca, em base seca) de equilíbrio é definido como a umidade que um produto atinge ao ser deixado por tempo suficientemente longo, sob condições controladas de temperatura e umidade relativa do ar. Genericamente, a umidade de equilíbrio depende da pressão, da temperatura e da concentração tanto interna como externa ao alimento. À pressão atmosférica, a umidade de equilíbrio depende do produto, ou seja, da espécie, variedade e maturidade, bem como da umidade e temperatura do ar. De outra maneira, o conteúdo de umidade de equilíbrio de um produto depende basicamente de três fatores: a) da espécie de produto, cuja constituição e predominância de determinados compostos químicos, como proteína, amido ou óleo, farão com que dois produtos possuam teores de umidade de equilíbrio diferentes, mesmo quando submetidos às mesmas condições ambientais; b) da umidade e c) da temperatura do ar.

O teor de umidade de equilíbrio varia de forma inversa com a temperatura quando se mantém constante a umidade relativa, pois um aumento de temperatura proporciona um aumento da pressão de vapor no ar e no alimento, sendo muito maior neste último, pois sua

quantidade de água é muitas vezes superior à do ar. Como consequência haverá uma migração de umidade do alimento para o ar.

No armazenamento, o teor de umidade de equilíbrio que um alimento atinge está intimamente relacionado aos valores médios de temperatura e umidade relativa da região. A umidade, a qualidade do alimento e a temperatura ambiente irão determinar o tempo máximo que o produto poderá ser armazenado sem sofrer deterioração. No manuseio, ou seja, ao serem realizadas as operações – colheita, classificação, limpeza – é importante que os equipamentos que as realizam apresentem alto rendimento quando a umidade do produto for a de equilíbrio nas condições ambientais da região (Santos, 1980); evitando, assim, a deterioração (rápida) do produto.

A relação entre teor de umidade de equilíbrio e a umidade relativa do ar, em uma temperatura fixa, pode ser expressa por meio de isotermas. À temperatura constante, é chamada isoterma de sorção ou curva de umidade de equilíbrio. O conhecimento das isotermas é muito importante para o estudo da secagem de produtos biológicos e manuseio desses produtos. Na Fig.(2.6) é apresentado um exemplo de isotermas de equilíbrio obtidas para batatas escaldadas. No trabalho de Phoungchandang e Woods (2000) são apresentadas equações e dados de equilíbrio para banana, além de valores de difusividade de água em banana.

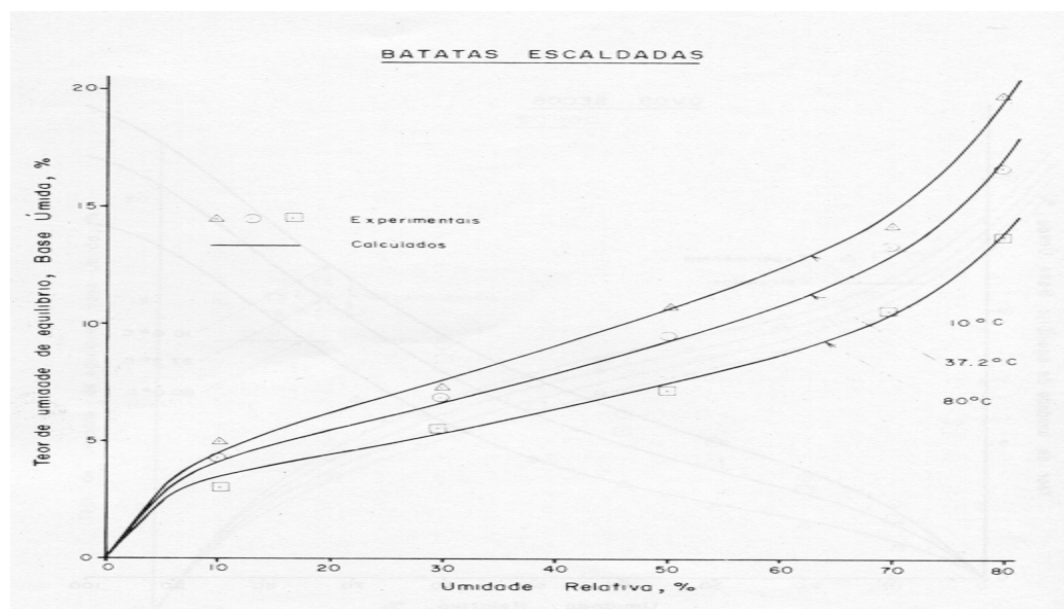


Fig.2.6. Isoterma de equilíbrio de batatas escaldadas em função da temperatura.

Um produto agrícola, com dada umidade, possui uma determinada pressão de vapor de água. Da mesma forma, o ar com determinada umidade relativa e temperatura, também exibe uma pressão de vapor. Se o alimento e ar são postos em contato haverá uma migração de umidade, quer do alimento ao ar ou vice-versa, até que se atinja um estado de igualdade de pressões de vapor. A umidade que o produto possui nesta situação de equilíbrio de pressões corresponde à sua umidade de equilíbrio.

A determinação do conteúdo de umidade de equilíbrio pode ser realizada pelo método estático e o dinâmico. No método estático, a atmosfera, na qual o produto é envolto, permanece sem agitação até que seja atingido o estado de equilíbrio de pressões de vapor. Neste método, o produto é mantido sobre um anteparo, geralmente, uma pequena peneira de arame, num ambiente cuja temperatura e umidade relativas são controladas; sendo o controle da umidade realizado por meio de soluções de ácido sulfúrico ou soluções saturadas de sais. Algumas destas soluções e a umidade relativa que elas mantêm, numa temperatura determinada, são apresentadas na Tabela (2.1). Ou seja, nesta tabela são apresentados diferentes sais com as respectivas umidades relativas produzidas por soluções saturadas deles, que são funções da temperatura, em ambiente fechado, quando em solução saturada.

No método dinâmico, o ar com umidade relativa e temperatura controlada é forçado a passar sobre o produto. Este método embora produza resultados mais rápidos que o estático, é mais caro devido ao fato de o controle de estado do ar ser feito por processos mecânicos sofisticados.

Tabela 2.1. Soluções saturadas de sais P.A. (para análise) com suas respectivas umidades relativas em ambiente fechado, em função da temperatura.

Sal	Umidade relativa (%)	Temperatura (°C)
Cloreto de lítio	11,2	20,0
Acetato de potássio	22,0	20,0
Cloreto de magnésio hexahidratado	33,6	20,0
MgCl ₂ .6H ₂ O	32,1	40,0
Carbonato de potássio bihidratado	44,0	18,9
K ₂ CO ₃ .2H ₂ O	43,0	24,4
Nitrato de magnésio	51,4	30,0
Mg(NO ₃) ₂	49,0	37,8
Cloreto de sódio	75,5	20,0
NaCl	75,4	40,0

2.2.2. Condutividade térmica

A condutividade térmica $k(\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1})$ é uma propriedade térmica difícil de ser avaliada através de equações empíricas, principalmente quando um alimento contém ar. Ou seja, é difícil modelar a condutividade térmica de um alimento contendo ar e outros componentes, porque as resistências dos componentes à transferência de calor tanto podem estar em série como em paralelo, o que torna difícil encontrar uma equação adequada para a sua determinação.

Fisicamente, a condutividade térmica representa a potência $Q(\text{W})$ transferida por unidade de área $A(\text{m}^2)$, para uma diferença unitária de temperatura $\Delta T = 1 \text{ }^\circ\text{C}$, em uma amostra de espessura unitária $\Delta x = 1 \text{ m}$. Para o estado estacionário, sem geração de energia na amostra considerada, a temperatura não se modifica com o tempo na amostra, e a condutividade térmica pode ser definida (Dickerson, 1969) como:

$$k \cong \frac{-Q/A}{\Delta T/\Delta x} \quad (2.6)$$

Portanto, a equação anterior pode ser usada em um arranjo no estado estacionário para determinar experimentalmente a condutividade térmica. No livro de Carslaw e Jaeger (1980) há uma série de métodos para obtenção experimental de condutividade térmica no estacionário e também para regime transiente. Por exemplo, se forem conhecidas a densidade ρ , e o calor específico de um alimento, C_p , é possível calcular a sua condutividade térmica, k , acompanhando a temperatura, T , em um ou em vários pontos da amostra, em função do tempo, e a partir da solução da segunda equação de Fourier, se obtém a condutividade térmica para dada temperatura média usada no experimento, através da equação:

$$k = \alpha \rho C_p \quad (2.7)$$

Sweat (1974) obteve experimentalmente as condutividades térmicas de várias frutas e vegetais. Ele fornece a seguinte equação de regressão para frutas e vegetais com umidade em base úmida $M_u > 60 \%$, para calcular a condutividade $k(\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1})$:

$$k = 0,148 + 0,00493M_u \quad (2.8)$$

Esta equação prediz a condutividade com 15 % de desvio em relação a dados experimentais; além disto, ela é insatisfatória para alimentos de pequena densidade e alimentos com espaços contendo ar, como maçãs (Heldman e Singh, 1981). No limite quando $Mu = 100\%$ se obtém da equação anterior a condutividade $k = 0,641 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, que é 5,5 % maior que da água pura a $25\text{ }^\circ\text{C}$, $k = 0,606 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, mas difere em 12,9 % da sua condutividade a $0\text{ }^\circ\text{C}$, $k = 0,558 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$.

Harper (1976) apresenta o seguinte modelo para avaliar a condutividade térmica de alimentos, a qual é reproduzida por Heldman e Singh (1981), em função da porcentagem de sólidos no alimento, M_{sol} :

$$k_{\text{alim}} = k_{\text{água}} (1 - 0,005M_{\text{sol}}) = k_{\text{água}} \{1 - 0,005(100 - Mu)\} \quad (2.9)$$

Da equação anterior, se a porcentagem de sólidos no alimento for zero, $M_{\text{sol}} = 0\%$ e $Mu = 100\%$, se obtém que $k_{\text{alim}} = k_{\text{água}}$, ou seja, reproduz o valor da condutividade da água pura.

Earle (1966) apresenta o seguinte modelo para calcular a condutividade de alimentos, antes da temperatura inicial de congelamento, dada por (Heldman e Singh, 1981):

$$k_{\text{alim}} = 0,0055Mu + 0,0026(100 - Mu) \quad (2.10)$$

Para $Mu = 100\%$, da equação anterior se obtém $k = 0,55 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, que reproduz aproximadamente a condutividade térmica da água pura a $0\text{ }^\circ\text{C}$, $k = 0,558 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, mas difere em -10,2 % da sua condutividade a $25\text{ }^\circ\text{C}$, $k = 0,606 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$.

2.2.2. Calor específico

Calor específico, $C_p(\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})$, é a quantidade de calor (J) que se deve ser fornecida à unidade de massa (kg) de um material, para elevar em um grau ($^\circ\text{C}$) a sua temperatura. O calor específico de um alimento é função de seu conteúdo de umidade e da temperatura. Várias equações têm sido propostas para predizer o calor específico com bases nos componentes de um alimento. Riedel (1956, 1957) mediu o calor específico, $C_p(\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})$, de vários tipos de alimentos como bife de vaca, frango e peixe e correlacionou os dados para

alimentos na faixa de 26 a 100 % de umidade, para temperaturas maiores que a de início de congelamento do alimento. A equação obtida por Riedel foi reproduzida por Dickerson (1969) e Heldman e Singh (1981), é dada por:

$$C_p = 1.674 + 25,1Mu \quad (2.11)$$

Sendo $Mu(\%)$ o teor de umidade do produto dado em porcentagem, em base úmida, b.u., ou seja, 100 %(massa de água/massa do produto). Nota-se que no limite para $Mu = 100\%$ se obtém da Eq.(2.6) o calor específico $C_{pA} = 4.184 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$, que é quase coincidente com o calor específico da água líquida à temperatura ambiente ($25\text{ }^\circ\text{C}$) e à pressão de uma atmosfera, $C_p = 4.178 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$.

Pode-se destacar, como informação interessante, que os dados de calor específico e entalpia, obtidos experimentalmente por Riedel na década de 1950, ainda são usados hoje (2008) como referência por muitos pesquisadores. Particularmente na área de congelamento de alimentos, Riedel obteve uma grande quantidade de dados de entalpia de alimentos, que é referenciada por quase todos os pesquisadores da mencionada área.

Uma equação similar à anterior foi proposta por Siebel (1892) e reproduzida por Heldman e Singh (1981), é a seguinte:

$$C_p = 837 + 34Mu \quad (2.12)$$

Da equação anterior se obtém para a água pura, $Mu = 100\%$, $C_p = 4.237 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$, que é 1,3 % maior que o valor do $C_p = 4.184 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$, para a água a $25\text{ }^\circ\text{C}$.

O calor específico também pode ser calculado baseando-se na soma da fração mássica de cada componente multiplicada por seu calor específico:

$$C_p = \sum_{i=1}^n C_i X_i \quad (2.13)$$

Sendo $C_p(\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})$ o calor específico da mistura, $C_i(\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})$ o calor específico da substância i e $X_i(\text{kg/kg}) = \{\text{massa do componente (i)/massa total}\}$, a fração mássica do componente i . Com a Eq.(2.11) ou (2.12) ou (2.13) se pode determinar o calor específico de banana (*Musa sapientum*).

2.2.3. Calor latente de vaporização

O calor latente de vaporização (J/kg) é a energia (J) necessária para evaporar a unidade de massa (kg) do produto, como, por exemplo, água. As curvas de umidade de equilíbrio podem ser usadas para calcular o calor latente de vaporização da água do produto. Durante a evaporação da umidade se pode supor que existe equilíbrio entre a fase líquida e a vapor, resultando na equação de Clausius-Calpeyron (Heldman e Singh, 1981), dada por:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{L_{alim}}{T(V - v)} \quad (2.14)$$

Sendo L_{alim} (J/kg) o calor latente de vaporização da fase líquida (água) no alimento, P (N/m²) a pressão de vapor, T (K) a temperatura absoluta, v (m³/kg) o volume específico da água líquida e V (m³/kg) o volume específico da água vapor. Desprezando o volume da água líquida em comparação com o da água vapor e admitindo que o vapor é um gás ideal, resulta para um mol de gás que:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{L_{alim} P}{T(RT)} \quad (2.15)$$

Integrando da pressão P_1 correspondente à temperatura T_1 até P_2 a T_2 , resulta:

$$\ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = \frac{-L_{alim}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right) \quad (2.16)$$

Para a determinação do calor latente de vaporização da banana, pode ser empregado um método simples aproximado proposto por Othmer (1940), baseado na equação de Clausius-Clapeyron. Usando a equação anterior duas vezes, uma para a vaporização da água pura, com $P_{água}$, $L_{água}$ e outra, para a vaporização da água contida na solução do alimento, P_{alim} e L_{alim} , resulta:

$$L_{\text{alim}} = L_{\text{água}} \left\{ \frac{\ln(P_{2\text{alim}}) - \ln(P_{1\text{alim}})}{\ln(P_{2\text{água}}) - \ln(P_{1\text{água}})} \right\} \quad (2.17)$$

A partir de dados experimentais da pressão de vapor da solução do alimento em função da temperatura e dos correspondentes valores para a água pura, se constrói um gráfico de $y = \ln(P_{\text{alim}})$ versus $x = \ln(P_{\text{água}})$ ou então $\log(P_{\text{alim}})$ contra $\log(P_{\text{água}})$. Multiplicando a inclinação desta curva, pelo calor latente de vaporização da água, $L_{\text{água}}$, a uma temperatura selecionada, se obtém o calor latente do alimento, L_{alim} , como pode ser observado na Eq.(2.17), ou seja, $L_{\text{alim}} = L_{\text{água}}(\Delta y/\Delta x)$.

Em geral, o calor de vaporização da água de um alimento é maior que o calor de vaporização da água pura, à mesma temperatura, porque é mais difícil evaporar água contida em um produto alimentício que evaporá-la pura. Isto acontece devido a que a água tem que vencer, além da energia de coesão entre moléculas de água, também outras energias como, por exemplo, a de coesão com a estrutura sólida do alimento. No limite, quando a umidade do alimento tende a 100 %, em duas temperaturas diferentes T_1 e T_2 , se obtém, respectivamente, que $P_{1\text{alim}} \rightarrow P_{1\text{água}}$ e $P_{2\text{alim}} \rightarrow P_{2\text{água}}$ e da Eq.(2.17) resulta que o calor de vaporização do alimento tende a ser igual ao da água pura, $L_{\text{alim}} \rightarrow L_{\text{água}}$.

No livro de Heldman e Singh (p.7-9, 1981) é apresentado um exemplo resolvido de obtenção do parâmetro L_{alim} . Os cálculos realizados por Heldman e Singh (1981) são para um bife pré-cozido e com umidade 10 % de umidade em base seca, resultando em um calor de vaporização da água no bife a 38 °C de $L_{\text{alim}} = 5.231,6 \text{ kJ/kg} = 5.231.600 \text{ J/kg}$, que é 2,169 vezes o valor do calor de vaporização da água pura a 38 °C que é $L_{\text{água}} = 2.412 \text{ kJ/kg} = 2.412.000 \text{ J/kg}$. O conteúdo de umidade apresentado está baseado em sólidos não gordurosos do bife, ou seja, $\text{Mu} = 100 \text{ \%}(\text{massa de água})/\text{massa de sólidos não gordurosos} = 10 \text{ \%}$, sendo a secagem do bife pré-cozido foi realizada pelo uso do frio (precooked freeze-dried beef). Heldman e Singh (1981) não apresentam a composição do mencionado bife, mas pode ser encontrado em um *apêndice* desse livro, na Tabela (A.8), que para um lombo de bife contém 77 % de água, 22 % de proteína e 1 % de cinza. Ou seja, baseando-se nos dados anteriores, o bife pré-cozido analisado por Heldman e Singh (1981) deve conter uma pequeníssima quantidade de água e por isto o seu calor latente de vaporização é muito maior que da água pura à mesma temperatura, $L_{\text{alim}} \gg L_{\text{água}}$.

Embora, quase sempre, o calor latente de vaporização de um alimento, como banana, seja maior que da água pura, Lima (1999) admitiu que o L_{alim} de bananas tem o mesmo valor

que o da água livre $L_{\text{água}}$ na temperatura e umidade do ar de secagem. Por exemplo, para a temperatura do ar de secagem $T_A = 29,9 \text{ }^\circ\text{C} \cong 30 \text{ }^\circ\text{C}$, se pode obter de uma tabela de vapor saturado, por exemplo do livro de Heldman e Singh (1981), que $L_{\text{água}} = 2.430,5 \text{ kJ/kg} = (2556,3 - 125,79)10^3 \text{ J/kg} = 2.430.510 \text{ J/kg}$ e Lima (1999) usou o valor $L_{\text{alim}} = 2.430.750 \text{ J/kg}$. Karim e Hawlader (2005b) também usaram o $L_{\text{água}}$ de água pura como sendo de vaporização de água em banana L_{alim} .

Procedimentos como os anteriores são válidos como uma primeira aproximação, quando não se dispõe de dados experimentais ou de valores obtidos de modelagens do processo. Nesta tese é apresentada uma metodologia para calcular o calor latente de vaporização de água em frutos, L_{alim} . Nota-se dos resultados dos cálculos a partir de dados experimentais, apresentados no capítulo de *Resultados e discussão*, que o calor latente de vaporização de água em bananas, L_{alim} , é muito maior que o valor para água pura.

A partir de um balanço de energia para o alimento, podem ser avaliados o gasto mínimo de energia para secagem de um alimento, usando o calor específico (para aquecer o produto de uma temperatura inicial T_1 até T_2), o calor latente de vaporização (a uma temperatura média do alimento, por exemplo, T_2) e dados de velocidade de evaporação de água $\partial M_A / \partial t (\text{kg/s})$. O termo $\partial M_A / \partial t (\text{kg/s})$ é obtido do balanço de matéria para a água no alimento. Um termo equivalente ao anterior pode ser obtido do fluxo de água que chega à superfície do alimento através do fluxo difusivo no interior do alimento.

2.3. Modelos de secagem

Para obtenção de modelos de secagem é necessário usar as equações básicas de fenômenos de transporte, ou seja, a equação de transferência de matéria, de energia e de quantidade de movimento, considerando-se os parâmetros que dominam o processo de secagem, obtendo-se soluções analíticas ou numéricas para o conjunto resultante de equações. Quando são adimensionalizadas as equações de transporte e/ou as condições de contorno, surgem naturalmente os números adimensionais, como por exemplo, os números de Biot, de Fourier, de Luikov e de Reynolds, nos quais estão incluídos propriedades e parâmetros como calor específico $C_p (\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})$, D_{AB} , h , k , k_M , L , $\langle v \rangle$, ρ e μ_F .

Dependendo da espessura da camada do material estudado ou se o material a ser secado é apenas uma partícula, estes modelos podem ser classificados em modelos em nível de partícula e modelos em nível de secador. Particularmente para grãos, a importância prática

da secagem de uma partícula isolada ou de uma camada fina do produto é limitada, porque geralmente os materiais são secos em camadas espessas, estacionárias ou em movimento. Contudo no caso das frutas, geralmente são secas em camadas finas (Lima, 1999).

Portanto, as transferências acopladas de matéria e energia têm sido consideradas pelos pesquisadores, mas para alguns materiais, como por exemplo, para grãos isolados de cereais ou para pequenas lâminas fatiadas de frutas, este efeito de acoplamento pode ser considerado desprezível, uma vez que o material praticamente atinge a temperatura do ar de secagem em poucos minutos, enquanto que a duração da secagem pode ser de várias horas ou até dias se os grãos estiverem juntos e dispostos em silos (Lima, 1999).

Numerosos modelos têm sido propostos para descrever a velocidade de perda de umidade durante a secagem de produtos agrícolas, entre eles, os modelos difusivos, os empíricos e semi-empíricos e os baseados na termodinâmica dos processos irreversíveis.

Os modelos difusivos geralmente baseiam-se na difusão de líquido e/ou vapor dentro do produto. Nestes modelos são obtidos perfis de temperatura e de concentração mássica de água, como função da posição dentro do sólido e do tempo de secagem; sendo que nestes modelos podem ser consideradas as resistências externa e interna aos fluxos de calor e matéria.

Os modelos empíricos e semi-empíricos comumente são usados para descrever a secagem de uma partícula ou de uma camada fina de partículas. São quase sempre, simplificações das soluções das equações diferenciais que representam os modelos difusivos. São modelos simples, fáceis de se realizar cálculos com eles, mas, em muitas situações, estão limitados às restrições impostas nas simplificações mencionadas. Segundo Parti (1993) os modelos simplificados chamados *lumped models* ou modelos de capacitância global são aplicáveis para transferência de calor e matéria, respectivamente, quando os números de Biot $Bi_C < 1,5$ e $Bi_M < 10$. Nestas faixas de números de Biot, ainda é importante tanto a resistência interna como a externa à transferência de energia e matéria, mas elas foram parcialmente desprezadas por Parti (1993), para obter modelos para camada delgada. Os modelos de capacitância global são aqueles nos quais são desprezadas as resistências internas à transferência de calor e matéria e, por isto, tanto a temperatura como a concentração é função somente do tempo, mas não é função da posição dentro do sólido.

Um dos modelos mais conhecidos é o de Luikov (1966), baseado na termodinâmica dos processos irreversíveis (Abalone et al., 2001, Luikov, 1966, Pandey et al., 1999, Wu e Irudayaraj, 1996). No modelo proposto por Luikov (1966) o processo é descrito por equações diferenciais parciais acopladas para temperatura, umidade e em casos de intensa secagem,

também, pode incluir a pressão.

Nos últimos anos foram realizadas várias pesquisas nas quais além da modelagem da secagem de frutos (Lima, 1999), também é modelado o secador, como nas pesquisas de Karim e Hawlader (2005a, b) e de Mabrouk et al. (2006). Esses dois modelos estão relacionados, pois a massa de água perdida pelo alimento é transferida para o ar usado na secagem, que pertence ao chamado modelo de equipamento. Os dois modelos se acoplam através dos fluxos de matéria e de energia na interface fruta/ar.

Karim e Hawlader (2005a, b) desenvolveram um modelo de transferência de matéria e energia, para a secagem convectiva de frutos tropicais. O modelo do material (banana) é capaz de prever temperatura e umidade instantâneas dentro do fruto. É admitido o encolhimento do material e, devido a isto, o coeficiente de difusão não é constante, mas é dependente do conteúdo aquoso e da temperatura do fruto (Bird et al., 2002, Crank, 1976).

Também foram obtidas equações para o secador, denominado modelo de equipamento, as quais foram usadas para prever as mudanças que ocorrem dentro do equipamento durante o processo de secagem. Ou seja, esses modelos preveem a temperatura e a umidade instantâneas do ar de secagem ao longo do secador tipo túnel. Eles apresentaram dados de coeficiente de difusão de água em bananas a temperaturas de 40, 50 e 60 °C e velocidades do ar de secagem de 0,3, 0,5 e 0,7 m/s. Segundo eles, a velocidade de secagem é muito mais dependente da temperatura que da velocidade do ar. Este resultado se deve a que a resistência externa não muda muito ou é desprezível, na faixa usada de velocidade do ar de secagem.

A difusividade obtida por eles (Karim e Hawlader, 2005a, b) diminui com o progresso do processo de secagem. O mesmo foi observado nos cálculos realizado a partir de dados experimentais nesta tese, porém foram apresentados somente os valores médios de difusividade, no capítulo de *Resultados e discussão*. Ou seja, devido ao encolhimento são produzidas mudanças na estrutura microscópica do fruto e, por isto, aumenta a resistência à difusão de água, diminuindo seu coeficiente de difusão.

Karim e Hawlader (2005a, b) concluíram que, com os modelos desenvolvidos por eles, se obtêm predições da velocidade de secagem, perfis de temperatura e umidade em bananas e de perfis de temperatura e umidade ao longo do secador. Compararam os dados experimentais obtidos em um secador solar e os valores calculados, usando fatias de banana e concluíram que eles concordam bem, predizendo temperatura e umidade no secador tipo túnel, assim como em fatias de banana durante a sua secagem.

Mabrouk et al. (2006) desenvolveram um modelo numérico para a predição da

transferência de matéria e energia de produtos granulares em um secador tipo túnel, de leito fixo. Como a camada usada de produto (uva) era de pequena espessura, eles admitiram que não havia gradiente de temperatura e umidade na camada de material, e obtiveram um modelo simplificado baseado em camada delgada. Empregaram, por exemplo, uma camada de frutos, admitidos como placas, de 0,8 cm de espessura, velocidades de ar de secagem de 0,5 a 7 m/s e temperatura de entrada de 60 °C, em um túnel de 6 m de comprimento. Depois de realizar uma série de experimentos, nas faixas de temperatura de ar de entrada, de 40 a 80 °C, velocidade do ar de 1 a 7 m/s e umidades relativas de 5 a 50 %, Mabrouk et al. (2006) concluíram que a temperatura e a velocidade do ar influenciam muito na velocidade de secagem. Segundo eles, o regime de fluxo de ar era turbulento e, em consequência, a superfície do material, diretamente exposta à secagem, se aproxima rapidamente à umidade de equilíbrio, mas as mudanças no interior da camada de material é lenta.

No próximo *capítulo* é realizada a modelagem do processo de secagem de banana considerada como cilindro infinito, para calcular D_{AB} e k_M , e no *apêndice (A)* modelagem é complementada, em especial, para modelar o calor latente de vaporização de água em banana L_{alim} . No *apêndice (A)* também é incluída uma discussão sobre os modelos desenvolvidos por Lima (1999) para sólidos esferoidais prolatos, porque alguns deles são comparados com os modelos propostos nesta tese.

Capítulo 3

Modelagem do processo de secagem para cilindro infinito

Neste capítulo é realizada a modelagem do processo de secagem de frutos tropicais, considerando a geometria de cilindro infinito, partindo da segunda equação de Fick e da segunda de Fourier.

É proposto um modelo analítico para quantificar a difusividade de água em uma fruta D_{AB} e o coeficiente externo de transferência de matéria k_M , no qual os citados parâmetros são determinados automaticamente durante os cálculos por um programa computacional de regressão não linear. É discutido também o modelo denominado modelo (III), desenvolvido por Lima (1999) considerando uma banana como um sólido esferoidal prolato; para ser comparado com o modelo proposto nesta tese. Na seção (A.8) do apêndice (A) são discutidos vários modelos propostos por Lima (1999); incluindo os modelos (II) e (III).

No apêndice (A) complementada a modelagem como mencionado a seguir. Ou seja, no apêndice (A) são propostas metodologias simplificadas para determinar o calor latente de vaporização de água em frutos, a quantidade de água perdida pelo alimento, o tempo médio para que o alimento seja aquecido da temperatura inicial T_1 até a temperatura média de secagem T_2 , assim como o tempo para evaporar água e a energia correspondente para vaporização. Além disto, são modeladas a potência para o aquecimento do alimento e para evaporar água. É comentado como empregar os modelos desenvolvidos e é apresentada outra metodologia para calcular a energia e a potência de secagem, baseando-se em um balanço macroscópico de matéria e energia.

3.1. Introdução à modelagem do processo de secagem de camada delgada em forma de cilindro infinito

Uma das maiores dificuldades na modelagem da secagem é a obtenção de parâmetros de transporte, tais como a difusividade de água em uma fruta D_{AB} e o coeficiente externo de transferência de matéria k_M .

Comumente são usadas correlações da literatura para calcular cada parâmetro mencionado ou então é realizado algum experimento-extra de secagem para obter cada um deles. Outra metodologia é empregar métodos numéricos e verificar como se comportam tais parâmetros em função das variáveis do processo de secagem.

Neste *capítulo* é proposto um modelo analítico para quantificar os parâmetros D_{AB} e k_M , no qual os citados parâmetros são deixados *livres* para os cálculos, ou seja, eles são

determinados automaticamente durante os cálculos por um programa computacional de regressão não linear e representam valores médios para o processo. No *capítulo de Resultados e discussão* o presente modelo é comparado com os valores obtidos por Lima (1999) usando métodos numéricos; os quais foram desenvolvidos empregando dados experimentais de secagem de Queiroz (1994).

Em síntese, o objetivo final das modelagens apresentadas nesta tese é obter soluções analíticas para o problema focalizado, para fazer uma avaliação preliminar de parâmetros como a difusividade, D_{AB} , calor latente de vaporização, L_{alim} , tempo de secagem, energia e potência mínima do sistema de secagem etc. Um programa computacional como o *Excel* auxiliado por um programa para fazer regressões não lineares, são suficientes para realizar os cálculos com o modelo apresentado neste trabalho.

3.2. Modelo de secagem desenvolvido por Lima (1999)

Neste *capítulo* é apresentado um dos modelos desenvolvidos por Lima (1999) e outros modelos são discutidos no *apêndice (A)*.

Dos modelos de Lima (1999), nos quais ele considera uma banana como um sólido esferoidal prolato, se destacando o denominado modelo (III), que é um modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície, fenômenos simultâneos de transferência de umidade e encolhimento do fruto. Em seu modelo (III) ele admitiu, entre outras considerações, que:

- a) O fenômeno de secagem ocorre com condição de contorno convectiva na superfície do objeto, com umidade dependente da posição no sólido esferoidal prolato (banana) e do tempo. Um esquema de um sólido esferoidal prolato é apresentado na Fig.(3.1).
- b) O número de Biot é admitido como *variável* durante o processo de secagem.
- c) O encolhimento é linearmente proporcional à perda média de umidade do sólido.

O modelo (III) representa o modelo mais realista fisicamente entre os analisados por ele, fornecendo resultados mais confiáveis dos coeficientes de transporte, porque no citado modelo estão incluídos mais efeitos físicos que incidem diretamente na cinética de secagem de banana, que outros modelos desenvolvidos por ele. Por exemplo, para ar de secagem a 60,2 °C, umidade relativa de 19,9 %, Lima (1999), Lima, Queiroz e Nebra (2002) apresentam os

seguintes valores calculados: $D_{AB} = 7,2510^{-10}$ m²/s, $k_M = 22,3010^{-8}$ m/s, número de Biot no início e final do processo, respectivamente, $Bi_{M0} = 17,52$ e $Bi_{Mf} = 11,14$.

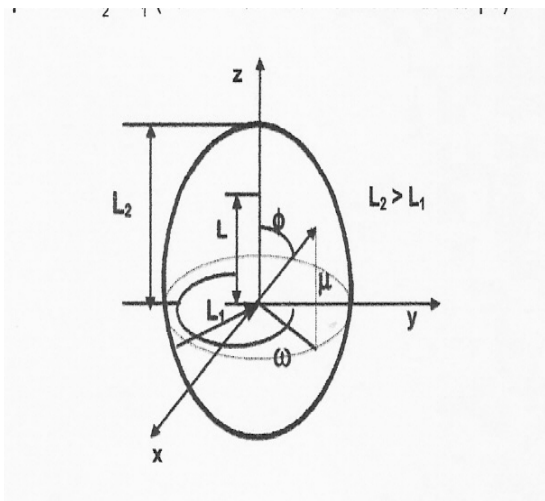


Fig.3.1. Características de um sólido esferoidal prolato (Lima, 1999, Teruel et al., 2001).

Na Fig.(3.1) estão destacadas as relações entre os sistemas de coordenadas cartesianas (x , y , z) e o esferoidal prolato (elíptico) (μ , ϕ , ω). Além disto, são apresentados os semi-eixos menos e maior que são, respectivamente, L_1 e L_2 , e o comprimento focal L que é calculado pela seguinte equação:

$$L = \sqrt{(L_2^2 - L_1^2)} \quad (3.1)$$

O volume de um sólido elipsóide prolato pode ser calculado pela equação:

$$V = \frac{4}{3} \pi L_1^2 L_2 \quad (3.2)$$

Quando nos experimentos de secagem são cortadas as duas pontas de uma banana, em geral, o valor de L_1 é aproximadamente similar ao valor do raio de uma banana R e $2L$ é

aproximadamente igual a duas vezes o comprimento de uma banana L , depois de cortadas as pontas.

O número de Biot de transferência de matéria, Bi_L , baseado no comprimento característico L , para um sólido esferoidal prolato, como o da Fig.(3.1), de acordo com Lima (1999), é dado por:

$$Bi_L = \frac{k_M L}{D_{AB}} \quad (3.3)$$

Sendo D_{AB} a difusividade de água em banana, k_M o coeficiente externo de transferência de matéria e L o comprimento característico de um sólido esferoidal prolato, dado pelo comprimento focal.

É importante notar que quando são cortadas as pontas de uma banana, se obtém, aproximadamente, um cilindro finito, para o qual resultam dois números de Biot de transferência de matéria; sendo um correspondente ao raio da banana R , que é dado pela Eq.(3.12) apresentada mais adiante, e outro correspondente ao seu comprimento L . Já para um cilindro infinito há somente o Biot correspondente ao raio R .

3.3. Modelo de secagem para um cilindro infinito e número genérico de Biot Bi_M

É apresentado um modelo simplificado de secagem, considerando uma banana como um cilindro infinito. O modelo está baseado na análise de parâmetros, a partir da segunda equação de Fourier de transferência de energia e na segunda de Fick da transferência de matéria.

Em geral o fluxo de umidade devido a gradientes de pressão não é significado para temperaturas convencionais de secagem, mas somente a temperatura muito maior que essas. Portanto, comumente os termos de pressão podem ser eliminados e as equações resultantes são:

$$\frac{\partial u_A}{\partial t} = \nabla^2 (K_{11} u_A) + \nabla^2 (K_{12} T) \quad (3.4)$$

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \nabla^2 (K_{21} u_A) + \nabla^2 (K_{22} T) \quad (3.5)$$

Sendo u_A (kg de água/kg de sólido) a umidade, T (°C) a temperatura, t (s) o tempo, K_{ij} , $i, j = 1$ e 2 , são os coeficiente fenomenológicos para $i = j$ e os coeficientes combinados para $i \neq j$.

Os efeitos de gradientes de temperatura na difusão de umidade somente são significantes na secagem por condução ou quando há um intenso aquecimento, como ocorre na secagem por microondas ou secagem dielétrica. Devido a estas considerações, as equações fenomenológica, se transformam nas seguintes, para um cilindro infinito, ou seja, com transferências somente na dimensão radial r :

$$\frac{\partial u_A}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(D_{AB} r \frac{\partial u_A}{\partial r} \right) \quad (3.6)$$

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\alpha r \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (3.7)$$

Estas equações são as obtidas a partir do modelo de Luikov, depois de admitidas as considerações e simplificações realizadas aqui. Ou seja, as equações resultantes são somente as difusivas, nas quais os coeficientes fenomenológicos $K_{11} = D_{AB}$ e $K_{22} = \alpha$ são as difusividade de matéria (água) e a difusividade térmica $\alpha = k/(\rho C_p)$, respectivamente; sendo C_p (Jkg⁻¹°C⁻¹) o calor específico do alimento, k (Wm⁻¹°C⁻¹) sua condutividade térmica e ρ (kg/m³) sua densidade.

Seja então, um cilindro infinito de diâmetro $D = 2R$ (m), constituído por fruta (banana), através da qual há fluxo unidimensional e simétrico de energia e matéria na superfície lateral do cilindro. Dividindo a Eq.(3.6) pela (3.7) e considerando como constantes $K_{11} = D_{AB}$ e $K_{22} = \alpha = k/(\rho C_p)$, resulta da adimensionalização destas equações:

$$\frac{D_{AB}}{\alpha} = \frac{1/\alpha}{1/D_{AB}} = Lu = \frac{1}{Le} = \frac{\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \frac{\partial T}{\partial r}) / (\partial T / \partial t)}{\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \frac{\partial u_A}{\partial r}) / (\partial u_A / \partial t)} \quad (3.8)$$

O número de Luikov é representado por $Lu = (1/\alpha)/(1/D_{AB}) = (\text{resistência interna à difusão de calor})/(\text{resistência interna à difusão de matéria})$. Se o número de Luikov, é $Lu \ll 1$, significa que a transferência de matéria domina o processo simultâneo de transferência de calor e matéria, pois ela seria uma etapa muito mais lenta que a transferência de calor. O inverso do número de Luikov é conhecido como número de Lewis, Le . Com as considerações feitas e admitindo, como primeira aproximação, que não há resistência externa à transferência de energia, a equação de transferência de matéria, Eq.(3.7), é a equação diferencial básica para a análise.

As condições de contorno, para resolver a Eq.(3.7) que descreve o fenômeno de transferência de matéria no sólido, ou seja, do cilindro infinito de raio $R(m)$, estão dadas por:

$$u_A(r; 0) = u_{A0} \quad t = 0 \quad (3.9)$$

$$-D_{AB}\rho_S \frac{du_A}{dr} = 0 \quad r = 0 \quad (3.10)$$

$$-D_{AB}\rho_S \frac{du_A}{dr} = h_M(Y_{AS} - Y_{A\infty}) \quad r = R \quad (3.11)$$

A Eq.(3.9) representa a condição inicial, a Eq.(3.10) a de simetria em $r = 0$ e a Eq.(3.11) o fluxo de matéria que sai na superfície do cilindro infinito em $r = R$. Na Eq.(3.11) o parâmetro $Y_{AS}(kg/kg)$ é a concentração aquosa de equilíbrio justamente na superfície do alimento em $r = R$, $Y_{A\infty}$ é a concentração aquosa no meio externo longe da superfície, $h_M(kgm^{-2}s^{-1})$ um parâmetro, $k_M(m/s) = h_M/\rho_S$ o coeficiente externo de transferência de matéria e $\rho_S(kg/m^3)$ a densidade dos sólidos no alimento. Na Eq.(3.11), às vezes, é conveniente usar a pressão parcial próxima à superfície, p_{AS} , e longe dela, $p_{A\infty}$, em vez das concentrações Y_{AS} e $Y_{A\infty}$, respectivamente.

Da adimensionalização da condição de contorno da Eq.(3.11) se obtém a seguinte equação, na qual surge naturalmente o número de Biot de transferência de matéria, ou seja:

$$Bi_M = \frac{k_M R}{D_{AB}} = \frac{h_M R}{D_{AB} \rho_S} \quad r = R \quad (3.12)$$

Sendo $R(m)$ a dimensão característica do objeto, que corresponde ao raio R do cilindro infinito. O número de Biot de transferência de matéria $Bi_M = (1/D_{AB}/R)/(1/k_M)$, é a relação entre a resistência interna à transferência de matéria $1/D_{AB}/R$ e a resistência externa $1/k_M$.

Quando o número de Biot Bi_M está na faixa $0,1 < Bi_M < 100$, existe tanto resistência interna como externa à transferência de matéria. Quando o número de Biot $Bi < 0,1$ não existe resistência interna e quando $Bi_M > 100$ não existe resistência externa (Luikov, 1968). Em alguns livros como o de Heldman e Sing (1981), em vez do limite $Bi_M > 100$, se considera o valor $Bi_M > 40$ como o limite de números de Biot tendendo a infinito.

A solução da Eq.(3.7), com as condições de contorno dadas pelas Eqs.(3.9) a (3.11), fornece a umidade pontual de água na fruta, ou seja, a massa de água/massa de sólidos no alimento *versus* tempo e posição, $u_A(r; t)$, e $u_{A\infty}$ a umidade a tempo infinito, para um cilindro infinito, de diâmetro $2R$, é dada por (Crank, 1976):

$$\frac{u_A - u_{A\infty}}{u_{A0} - u_{A\infty}} = \sum_{n=1}^{\infty} A_n J_0\left(\frac{\mu_n r}{R}\right) \exp\left(\frac{-\mu_n^2 D_{AB} t}{R^2}\right) \quad (3.13)$$

$$Bi_M J_0(\mu_n) = \mu_n J_1(\mu_n) = \frac{k_M R}{D_{AB}} J_0(\mu_n) \quad (3.14)$$

$$A_n = \frac{2Bi_M}{J_0(\mu_n)(Bi_M^2 + \mu_n^2)} \quad (3.15)$$

A Eq.(3.14) é a equação de autovalores, que é uma equação auxiliar para se obter a concentração u_A a partir da Eq.(3.13). Nas equações anteriores, a função de Bessel de primeira espécie e de ordem zero e um, respectivamente, $J_0(\mu_n)$ e $J_1(\mu_n)$, estão dadas pelas seguintes equações:

$$J_0(\mu_n) = 1 - \frac{\mu_n^2}{2^2} + \frac{\mu_n^4}{2^2 4^2} - \frac{\mu_n^6}{2^2 4^2 6^2} + \dots \quad (3.16)$$

$$J_1(\mu_n) = \frac{\mu_n}{2} - \frac{\mu_n^3}{2^2 \cdot 4} + \frac{\mu_n^5}{2^2 \cdot 4^2 \cdot 6} - \frac{\mu_n^7}{2^2 \cdot 4^2 \cdot 6^2 \cdot 8} + \dots \quad (3.17)$$

Os autovalores μ_n da Eq.(3.14) são obtidos usando as Eqs.(3.16) e (3.17) como auxiliares, em função do número de Biot $Bi_M = k_M R/D_{AB}$. Os autovalores podem ser encontrados em tabelas de livros (Carslaw e Jaeger, 1980, Crank, 1976, Luikov, 1968) ou podem ser calculados por programas como o Excel. Na Tabela (3.1) são apresentados alguns autovalores da Eq.(3.14) *versus* Bi_M .

Tabela 3.1. Autovalores μ_n da equação $Bi_M J_0(\mu_n) = \mu_n J_1(\mu_n) = (k_M R/D_{AB}) J_0(\mu_n)$ e parâmetro $B_n = 2Bi_M / \{J_0(\mu_n)(Bi_M^2 + \mu_n^2)\}$, em função do número de Biot $Bi_M = k_M R/D_{AB}$ (Carslaw e Jaeger, 1980, Crank, 1976, Luikov, 1968).

Bi_M	$\mu_1(\text{rad})$	B_1	$\mu_2(\text{rad})$	B_2	$\mu_3(\text{rad})$	B_3	$\mu_4(\text{rad})$	B_4	$\mu_5(\text{rad})$	B_5	$\mu_6(\text{rad})$	B_6
0	0,0000	1,0000	3,8317	-0,0000	7,0156	0,0000	10,1735	-0,0000	13,3237	0,0000	16,4706	-0,0000
0,01	0,1412	1,0031	3,8343	-0,0034	7,0170	0,0013	10,1745	-0,0008	13,3244	0,0005	16,4712	-0,0004
0,1	0,4417	1,0245	3,8577	-0,0333	7,0298	0,0135	10,1833	-0,0077	13,3312	0,0051	16,4767	-0,0037
1	1,2558	1,2071	4,0795	-0,2901	7,1558	0,1289	10,2710	-0,0756	13,3984	0,0509	16,5312	-0,0372
5	1,9898	1,5029	4,7131	-0,7973	7,6177	0,4842	10,6223	-0,3220	13,6786	0,2301	16,7630	-0,1735
10	2,1795	1,5677	5,0332	-0,9575	7,9569	0,6784	10,9363	-0,5000	13,9580	0,3843	17,0099	-0,3042
15	2,2509	1,5853	5,1773	-1,0091	8,1422	0,7519	11,1367	-0,5901	14,1576	0,4760	17,2008	-0,3913
100	2,3809	1,6014	5,4652	-1,0631	8,5678	0,8505	11,6747	-0,7245	14,7834	0,6415	17,8931	-0,5850
∞	2,4048	1,6021	5,5201	-1,0648	8,6537	0,8558	11,7915	-0,7296	14,9309	0,6485	18,0711	-0,5896

Integrando a Eq.(3.13) de $r = 0$ a $r = R$, na unidade de volume do cilindro, se obtém a umidade total no cilindro $U_A = M_A/M_S$, que é a relação entre a massa total de água na fruta, M_A , pela massa total de sólidos, M_S . Ou seja, a integração é realizada substituindo a umidade u_A da Eq.(3.13) na seguinte equação:

$$U_A = \frac{\int u_A dV}{\int dV} = \frac{\int_0^R u_A r dr}{R^2/2} \quad (3.18)$$

É melhor trabalhar com a massa de água M_A que com U_A . Portanto depois de substituir na Eq.(3.18) $U_A = M_A/M_S$, $U_{A0} = M_{A0}/M_S$ e $U_{A\infty} = M_{A\infty}/M_S$ e eliminar M_S , resulta:

$$\frac{M_A - M_{A\infty}}{M_{A0} - M_{A\infty}} = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \exp(-\mu_n^2 D_{AB} t / R^2) \quad (3.19)$$

$$B_n = \frac{4\text{Bi}_M^2}{\mu_n^2 (\mu_n^2 + \text{Bi}_M^2)} \quad (3.20)$$

Com a Eq.(3.19) é possível calcular a massa de água em uma fruta M_A versus tempo, dependendo do número de Biot Bi_M . Por outro lado, a Eq.(3.19) pode ser usada para avaliar a difusividade D_{AB} , se forem conhecidos o número de Biot Bi_M , a massa de água M_A versus tempo e o raio da fruta R .

A massa $M_{A\infty}$ é a massa de água na fruta a tempo infinito, que coincide com a massa de equilíbrio M_{Ae} , a dada temperatura e pressão. Quando são correlacionados dados experimentais de M_A versus t , se $M_{A\infty}$ é deixado como parâmetro livre, então $M_{A\infty}$ pode não coincidir com M_{Ae} devido ao ajuste de parâmetros. Em geral, a massa correspondente, M_{Ae} , para a unidade de equilíbrio, U_{Ae} , é obtida com experimento em separado, para a fruta considerada, a dada temperatura, pressão de vapor e umidade do ar.

Para cálculos preliminares, por exemplo, com a Eq.(3.19), ou quando se emprega somente o primeiro autovalor μ_1 , da equação de autovalores, Eq.(3.14), às vezes é conveniente usar alguma correlação em vez de resolver a série de potências da Eq.(3.14). Com este objetivo, podem ser empregadas as seguintes equações propostas por Schwartzberg (1981), para cilindro infinito:

$$\mu_1 = \sqrt{\frac{2\text{Bi}}{(1 + 0,26\text{Bi})}} \quad \text{Para } \text{Bi} < 2 \quad (3.21)$$

$$\mu_1 = \frac{2,4048 \text{Bi}}{1,03 + \text{Bi}} \quad \text{Para } \text{Bi} > 2 \quad (3.22)$$

A faixa de números de Biot originalmente apresentadas por Schwartzberg (1981), para as Eq.(3.21) e (3.22) é, respectivamente, $\text{Bi} < 3$ e $\text{Bi} > 5$. As Eqs.(3.21) e (3.22), respectivamente, em geral dão desvios menores que 1,5 %, no cálculo do primeiro autovalor, em comparação como valor avaliado com a solução exata, Eq.(3.14) e pela Eq.(3.21) para $\text{Bi} < 2$, assim como pela Eq.(3.22) para $\text{Bi} > 2$.

O modelo apresentado é válido em toda faixa de números de Biot, ou seja, $0 < Bi_M < \infty$, mas quando $Bi_M < 0,1$ quase sempre não há interesse na prática de secagem de alimentos. Se as equações apresentadas nesta seção forem usadas na faixa intermediária de Biot, ou seja, $0,1 < Bi_M < 100$, é possível calcular simultaneamente os parâmetros Bi_M e D_{AB} , e depois o coeficiente externo k_M .

O procedimento de cálculo para avaliar simultaneamente k_M e D_{AB} , quando não há encolhimento do fruto, é o seguinte:

- i) São correlacionados dados de M_A versus t , usando somente o primeiro termo da Eq.(3.19).
- ii) É substituída, por exemplo, a equação de autovalores μ_1 , Eq.(3.22) para $Bi_M > 2$, na Eq.(3.19). Ou seja, tanto no fator pré-exponencial da Eq.(3.19), dado por B_1 da Eq.(3.20), assim como no termo dentro do exponencial, substituindo o autovalor ao quadrado, μ_1^2 , que é realizado elevando a Eq.(3.22) ao quadrado μ_1^2 . Depois de substituídos esses valores no primeiro termo da Eq.(3.19), resulta:

$$\frac{M_A - M_{A\infty}}{M_{A0} - M_{A\infty}} = \frac{4(1,03 + Bi_M)^4}{(2,4048Bi_M)^2 \{2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2\}} \exp \left\{ - \left(\frac{2,4048 Bi_M}{1,03 + Bi_M} \right)^2 \frac{D_{AB} t}{R^2} \right\} \quad (3.23)$$

- iii) Quando são correlacionados dados de M_A versus t , da Eq.(3.23), usando um programa computacional de regressão não linear, se obtêm diretamente tanto $Bi_M = k_M R / D_{AB}$ assim como D_{AB} , e com estes valores e o raio do cilindro infinito R , se obtêm o coeficiente k_M . Ou seja, são calculados simultaneamente k_M e D_{AB} .

Se há encolhimento é necessário adicionar uma equação que relacione o encolhimento no raio do cilindro infinito R , em função, por exemplo, da concentração aquosa no fruto, como uma equação que foi proposta por Queiroz e Nebra (2001). Propõe-se correlacionar o raio R através da seguinte equação, na qual (a) e (b) são parâmetros obtidos dos dados experimentais de R versus M_A :

$$R = a + bM_A \quad (3.24)$$

É importante notar que tanto na Eq.(3.23) como na Eq.(3.24) existe a variável M_A . Depois de inserir a Eq.(3.24) na Eq.(3.23), se pode obter simultaneamente Bi_M e D_{AB} , admitindo o encolhimento do fruto durante a secagem. Em geral se conhece o valor da massa

inicial de água na fruta M_{A0} e às vezes se conhece também o valor experimental correspondente ao tempo infinito $M_{A\infty}$, mas se esta não é conhecida ela pode ser determinada como parâmetro *livre* da Eq.(3.23).

É interessante observar que como $Bi_M = k_M R / D_{AB}$, na realidade também no número de Biot se pode substituir R pela Eq.(3.24) ou então obter diretamente Bi_M em função de um raio médio R_M . Por outro lado, se fosse substituído o Biot $Bi_M = k_M R / D_{AB}$ na Eq.(3.23) e fossem mantidos como parâmetros *livres* D_{AB} , k_M e R , deveria ser obtido um valor médio do raio R_M .

Supondo que se conhecem M_{A0} e $M_{A\infty}$, o procedimento de cálculo para obter simultaneamente k_M e D_{AB} , quando há encolhimento é o seguinte:

- a) As variáveis empregadas na Eq.(3.23) são $X = t/R^2$ versus $Y = (M_A - M_{A\infty}) / (M_{A0} - M_{A\infty})$.
- b) Os parâmetros *livres* calculados através de um programa computacional de correlação não linear são Bi_M e D_{AB} .
- c) Este número de Biot $Bi_M = k_M R / D_{AB}$, dado pela Eq.(3.12), é para um cilindro infinito e, a partir dele, se pode calcular o Biot Bi correspondente para um sólido esferoidal prolato, $Bi = k_M L / D_{AB}$, dado pela Eq.(3.3); para comparar com os resultados de Lima (1999), tanto para o início como para o final do processo de secagem.
- d) Como o raio R diminui durante a secagem, se pode empregar um raio médio R_M entre $t_0 = 0$ e o final da secagem $t = t_f$. A partir dele e do comprimento equivalente L_0 em $t_0 = 0$, para um sólido esferoidal prolato, se obtém o número de Biot equivalente Bi_0 no início do processo. A partir deste Bi_0 , L_0 e D_{AB} , se calcula o correspondente coeficiente k_{M0} para o início do processo.
- e) A partir do raio médio R_M e de L_f em $t = t_f$, se calcula Bi_f para o sólido prolato e, em consequência, usando Bi_f , L_f e D_{AB} , se calcula o coeficiente k_{Mf} para o final do processo.

Se em vez de usar como parâmetros *livres* Bi_M e D_{AB} , fosse substituído na Eq.(3.23) o Biot por $Bi_M = k_M R / D_{AB}$, resultariam como parâmetros *livres* k_M e D_{AB} , e seus valores podem ser diferentes dos obtidos com o procedimento descrito antes.

Espera-se que com esses procedimentos sejam obtidos parâmetros de transporte *realísticos*, e que com eles seja possível representar melhor o fenômeno de secagem de alimentos, empregando condição de contorno convectiva, transferências simultâneas de calor e matéria, e encolhimento do raio do fruto.

3.4. Comentários sobre a modelagem

Neste *capítulo* foi proposto um modelo analítico para determinar simultaneamente os parâmetros D_{AB} e k_M , os quais são calculados automaticamente durante os cálculos por um programa computacional de regressão não linear. Foi discutido também um modelo desenvolvido por Lima (1999) considerando uma banana como um sólido esferoidal prolato; para ser comparado com o modelo proposto nesta tese.

No *apêndice (A)* é complementada a modelagem apresentada neste *capítulo*, incluindo metodologias simplificadas para determinar o calor latente de vaporização de água em frutos, a quantidade de água perdida pelo alimento, o tempo médio para que o alimento seja aquecido da temperatura inicial T_1 até a temperatura média de secagem T_2 , assim como o tempo para evaporar água e a energia correspondente para vaporização. Além disto, são modeladas a potência para o aquecimento do alimento e para evaporar água.

No *capítulo de Resultados e discussão* são calculados os parâmetros mencionados, usando dados experimentais obtidos nesta tese e também dados de Queiroz (1994), os quais foram usados em simulações por Lima (1999). São comparados os resultados obtidos das simulações de Lima (1999) e os calculados na presente tese para os dados de Queiroz (1994).

Capítulo 4

Materiais e métodos

Neste capítulo é apresentado e discutido o sistema de secagem estudado nesta tese. E também os procedimentos para o projeto e construção do coletor solar, da câmara de secagem e para o cálculo do número e dimensões dos pentes do coletor. É descrita a metodologia para a realização dos experimentos de secagem dos frutos no secador de coluna estática, assim como para testes de distribuição e de controle de temperatura no sistema de secagem solar.

4.1. Sistema de secagem de alimentos

A descrição do sistema de secagem elétrico-solar, apresentado nas próximas 4 seções, está baseada na dissertação de Rego (2002), que foi desenvolvida em colaboração com a presente tese.

Na Fig.(4.1) é apresentado um esquema do sistema de secagem que foi construído para a presente tese. O coletor solar e o secador são construídos separadamente e, depois, os dois são acoplados. Na câmara de secagem construída, os frutos a serem processados ficam submetidos a uma corrente de ar aquecido pelo coletor e à radiação solar direta sobre os mesmos até atingirem o teor de umidade selecionado. Também existe um sistema de resistências elétricas entre o coletor solar e a câmara de secagem, similar ao da Fig.(4.6), mas ele não está mostrado na Fig.(4.1).

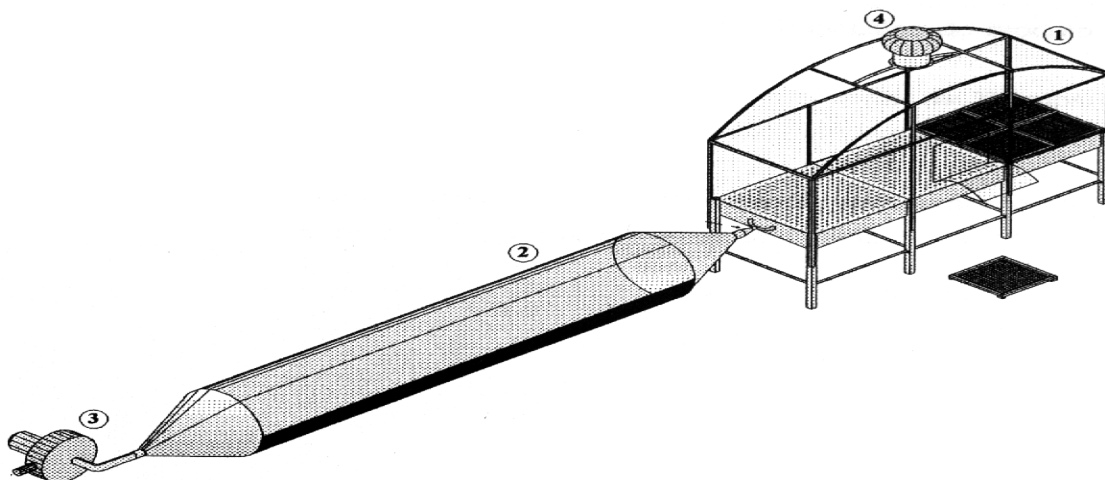


Fig.4.1. Sistema projetado para a secagem usando energia solar. Legenda: 1. câmara de secagem, 2. coletor solar, 3. ventilador e 4. exaustor.

Para facilitar a compreensão são realizadas considerações nas próximas 4 seções, ou seja:

- a) Na seção (4.2) são tratadas particularidades do sistema de secagem.
- b) Na seção (4.3) são apresentados os dispositivos empregados na automação do secador de alimentos e os transdutores, que fazem parte do sistema supervisor.
- c) Na seção (4.4) é descrita a aplicação do programa supervisor, para supervisão e controle do processo de secagem.
- d) Na seção (4.5) é discutida a estrutura de controle digital realizada por computador para um sistema realimentado.

No sistema de secagem apresentado na Fig.(4.1) os alimentos a serem processados ficam submetidos a uma corrente de ar aquecido proveniente do coletor solar (2) e a uma radiação solar direta que incide sobre a câmara de secagem (1) até atingirem o teor de umidade desejado.

O sistema da Fig.(4.1) funciona em ciclo contínuo da seguinte maneira: constantemente o ar ambiente é bombeado pelo ventilador (3) para dentro do coletor solar (2); o ar aquecido no coletor segue para o interior da câmara de secagem (1), onde os alimentos são colocados em bandejas. Na câmara, ocorre troca de calor entre o ar de secagem e os alimentos ali dispostos, conseqüentemente, ocorre evaporação da água livre e por fim, o ar úmido é expulso pelo exaustor eólico (4) (Rêgo, 2002).

Na Fig.(4.2), tem-se o esquema de automação implementado, ressaltando o fluxo de sinais. Nota-se que o sistema de secagem automatizado é composto pelas seguintes partes:

- Câmara de secagem.
- Exaustor eólico.
- Coletor solar.
- Computador e placa de aquisição de dados A/D-D/A.
- Ventilador acoplado a um motor de velocidade controlável.
- Aquecedor elétrico (resistências).
- Circuito de controle de potência.
- Transdutores.

O sistema apresenta duas malhas de controle, uma que controla o fluxo de ar através da variação da velocidade do motor, e outra que controla a potência dissipada nas resistências

elétricas através de um circuito de controle de potência. Foram implantados o sistema supervisor e o de aquecimento complementar do ar de secagem, com a finalidade de manter a temperatura na câmara em um valor determinado (Rêgo, 2002).

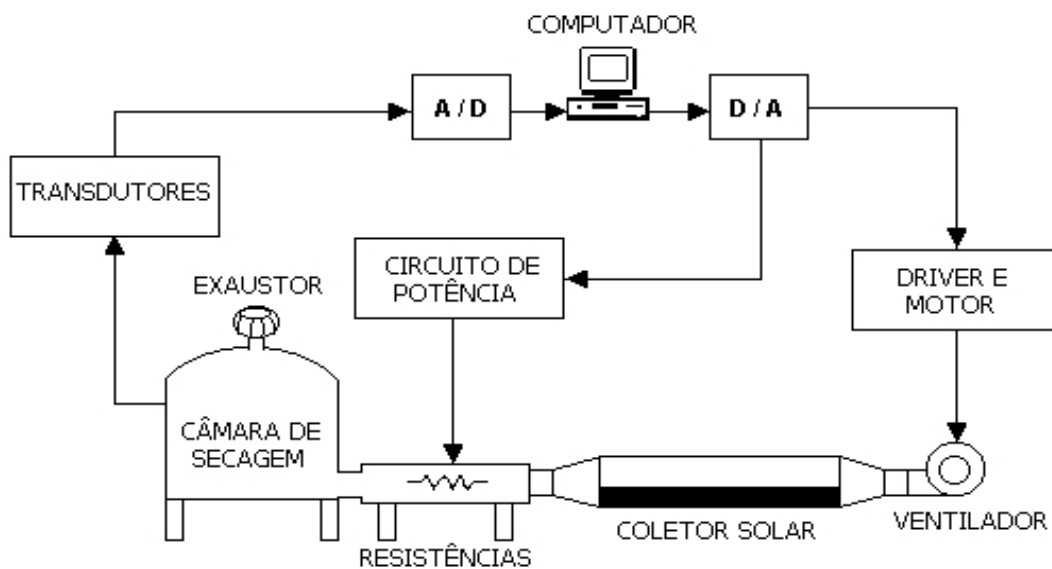


Fig.4.2. Esquema de automação sistema de secagem controlado por computador (Rêgo, 2002).

Nos tópicos seguintes são descritos com maiores detalhes do sistema de secagem apresentado na Fig.(4.1) e os mecanismos de automação da Fig.(4.2).

4.2. Sistema de secagem

4.2.1. Câmara de secagem

O secador, apresentado na Fig.(4.1), consiste em uma câmara de polímero flexível e transparente à radiação solar, de 3 m de comprimento, 1 m de largura e 1,25 m de altura. A estrutura é sustentada por cantoneiras de alumínio. Em sua parte inferior há uma caixa

metálica perfurada com mesmo comprimento e largura da câmara e com 0,2 m de altura; a qual é responsável por receber o ar aquecido e transmiti-lo para o interior do secador. Os alimentos são colocados em bandejas de polímero preto, as quais são empilhadas no interior do silo secador.

Um exaustor eólico presente na cobertura da câmara favorece a convecção de ar, expulsando o ar úmido que é continuamente produzido pela evaporação da água contida nos alimentos.

4.2.2. Coletor Solar

O coletor solar do sistema mostrado na Fig.(4.1) foi construído todo de polímero vulcanizado é dos objetos de estudo desta tese; sendo projetado a seguir, neste texto. A grande vantagem desse coletor é que ele é muito leve comparado aos coletores classicamente usados, que são pesados, difíceis de transportar e, em sua maioria, irremovíveis (Rêgo, 2002).

O coletor tem um formato cilíndrico, com 5 m de comprimento por 80 cm de diâmetro. Nesse coletor, a radiação solar penetra por cima e atinge um conjunto de telas formadas por camadas de pentes de plástico preto. Então, os pentes constantemente aquecidos cedem a energia absorvida para o ar; este por sua vez é conduzido ao silo de secagem por convecção forçada.

4.2.3. Sistema de convecção forçada

Um exaustor industrial acoplado a um motor é usado como ventilador. Em funcionamento, o conjunto é capaz de inflar o coletor solar e gerar o fluxo de ar necessário. O sistema de secagem usado pode ser transportado sem grandes dificuldades, mas o conjunto motor/exaustor precisa ser montado e fixado em uma base de concreto por questões de segurança. Portanto, dificuldades de fixação e acoplamento devem ser vencidas, antes de colocar o sistema em funcionamento; além de ser necessária a retirada da base de concreto se o sistema motor-exaustor for ser transportado.

Durante o funcionamento, pode-se controlar o fluxo de ar que atravessa câmara de secagem pelo controle ou modificação da velocidade de rotação do eixo do motor (frequência). É possível usar a frequência do motor para tentar otimizar o processo de

secagem de um alimento. No início da operação, a vazão (m^3/s) de ar precisa ser baixa, pois o coletor deve ser inflado lentamente para evitar qualquer dano. Portanto, o emprego de alguma técnica para controlar a velocidade de rotação do eixo do motor é importante quando se deseja modificar ou controlar a vazão. Uma partida com velocidade controlada pode ser útil para este fim.

4.3. Dispositivos para automação

4.3.1. Sistema elétrico de aquecimento

O aquecedor elétrico é constituído por um conjunto de resistências elétricas interligadas dentro de uma caixa metálica (recoberta por madeira) por onde flui o ar que sai do coletor e vai à câmara de secagem.

Como as resistências elétricas estão conectadas em paralelo, a potência que pode ser entregue às resistências depende da tensão que alimenta o circuito elétrico de aquecimento. Para controlar o fluxo de potência, que é empregada no sistema de resistências, são usados elementos de circuitos denominados tiristores, que permitem a passagem da corrente elétrica, dissipando a energia necessária para o aquecimento do ar de secagem.

4.3.2. Sistema de bombeamento de ar

O bombeamento de ar é realizado por um tipo especial de ventilador, cujo eixo é acoplado a um motor trifásico.

As principais características do ventilador são:

- Diâmetro de saída: 10 cm.
- Diâmetro do cilindro: 33 cm.
- Comprimento do cilindro: 19 cm.
- Velocidade máxima: não foi fornecida pelo fabricante.

As principais características do motor são:

- Modelo: Motordrive MDW-01 da Weg.
- Potência: 3 CV (2,2 kW).

- Tensão trifásica de alimentação: 380 V a 480 V.
- Número de pólos: 2.
- Frequência nominal de 60 Hz que corresponde a 3600 rpm.

O motordrive consiste em um conjunto completo para acionamento com velocidade e torque controlável; constituído de duas partes principais: um motor de indução trifásico e uma unidade de comando que comporta um inversor de frequência.

4.3.3. Sistema de aquisição de dados

O sistema de aquisição de dados é composto por um computador digital, uma placa de aquisição de dados e alguns transdutores. Ele está capacitado para incluir vários transdutores, como de temperatura, de radiação solar, de vazão, de umidade, de peso (célula de carga), mas foi implantado somente o transdutor de temperatura, embora outros deles tenham sido comprados. Foram realizadas medidas de radiação solar usando um radiômetro, que tem mostrador digital, e medidas de velocidade local de ar dentro do sistema de secagem.

4.3.3-1. Placa de aquisição de dados

A placa de aquisição de dados é da empresa National Instruments e possui as seguintes características principais:

- 16 canais de entrada analógica ou 8 em modo diferencial.
- 2 canais de saída analógica.
- 8 canais selecionáveis para entrada ou saída digital.

4.3.3-2. Transdutores de temperatura

A função do transdutor de temperatura é fornecer um sinal à placa de aquisição de dados na faixa de 0 a 10 V, já que a placa de aquisição usada opera dentro dessa faixa.

Um circuito eletrônico foi implementado para coletar medidas de temperatura do secador, sendo possível realizar medições em até 10 pontos distintos. Há diversos tipos de sensores de temperatura, logo a escolha depende da relação custo-benefício (Rêgo, 2002).

Dos transdutores projetados, cinco foram projetados para trabalhar com fundo de escala de 0 a 100 °C, já os outros cinco, visando outras possíveis aplicações podem trabalhar de 0 a 150 °C. A calibração é realizada por hardware, porém uma sintonia fina também é feita por software.

4.4. Sistema Supervisor

Sistemas supervisores são softwares aplicativos que permitem que sejam monitoradas e rastreadas informações do processo de secagem. Essas informações podem ser visualizadas por intermédio de um painel com indicações instantâneas das variáveis de processo (temperatura, umidade, peso, vazão etc.). Os dados podem ser provenientes de transdutores, CLPs (Controladores Lógicos Programáveis), microcontroladores ou mesmo de outros microcomputadores. De um modo geral, os sistemas supervisores são capazes de gerenciar processos de qualquer tamanho ou natureza. Na Fig.(4.3) é destacado o papel do microcomputador que tem as funções de supervisão e controle.

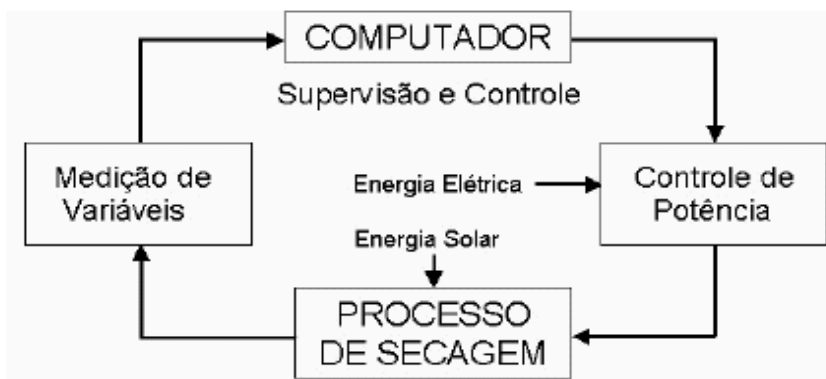


Fig.4.3. Esquema do sistema supervisor e de controle do processo de secagem (Rêgo, 2002).

Com a implantação de um processo automatizado com um sistema supervisor, se tem um processo controlado de maneira eficiente, com monitoração e obtenção de dados do processo. Os sistemas supervisores são usados para informar ao usuário ou operador sobre o funcionamento do processo e também para que se possa interagir com o processo.

São duas as funções básicas do sistema supervisor implementado:

- Aquisição de dados.
- Gerenciamento ou processamento de dados.

A aquisição de dados como, por exemplo, a temperatura dentro do secador, é uma função primordial para a funcionalidade do sistema, pois se trata da retirada de informações do processo através da conexão que computador tem com o processo.

Após a aquisição de dados, as variáveis medidas são apresentadas de maneira clara e precisa, em tempo real de execução. Essas variáveis são manipuladas e distribuídas para os módulos do software que mostram históricos em forma de gráficos, processam os dados, realizam inferências e gravam os dados em arquivos. De fato, os sistemas supervisores são softwares multitarefa que podem priorizar, ou não, determinadas tarefas.

Por exemplo, a seguir é apresentada a distribuição dos canais da placa de aquisição que foram utilizados, com sua respectiva entrada ou saída associada:

- Os transdutores de temperatura usaram os canais AI1 a AI10; pois foram usados dez termopares para medida de temperatura.
- O controle de velocidade do motordrive usou o canal AO0.
- O controle de potência (referência para o circuito de disparo dos tiristores) usou o canal AO1.

4.5. Controle digital por computador

Um computador digital usado como controlador, para atuar em um sistema realimentado, apresenta vantagens em relação a um controlador analógico. Por exemplo, para o controlador analógico, modificações na lei de controle requerem alterações de hardware, enquanto que, em um controlador digital implementado em um computador digital, pode-se obter as mesmas variações na lei de controle apenas com modificações em software.

Um controle digital por computador requer uma entrada de sinais na forma digital (que o computador pode processar), mas processo a ser controlado, normalmente, apresenta variáveis que são mensuradas analogicamente, por meio de sensores ou transdutores, como o transdutor de temperatura, que usa os termopares como auxiliares.

Portanto, para que o computador *entenda* os sinais dos sensores (transdutores) e os sensores *compreendam* os sinais enviados pelo computador existem umas espécies de

tradutores, denominados conversor analógico-digital (A/D) e conversor digital-analógico (D/A), que são analisados a seguir.

Ou seja, os sinais medidos são amostrados periodicamente e convertidos para a forma digital, através de um conversor analógico-digital (A/D), que o computador *entende*. Por sua vez, o sinal de controle resultante da aplicação da lei de controle é convertido em um sinal analógico por um conversor digital-analógico (D/A), que os transdutores *compreendem*.

A placa de aquisição de dados com entradas e saídas analógicas é responsável tanto pelas operações de conversão A/D quanto D/A. Ela recebe os sinais analógicos vindos de transdutores que quantificam variáveis do processo e os transformam em sinais digitais, disponibilizando-os para o computador digital. O computador processa os sinais recebidos e fornece um sinal de controle digital que é convertido em analógico pela placa. Na prática, outras operações podem ser realizadas pela placa, como entradas e saídas digitais (Rêgo, 2002).

4.6. Projeto e construção do coletor solar

No esquema apresentado na Fig.(4.1), o coletor, tendo 5 m de comprimento e 0,8 m de diâmetro, foi construído totalmente de plástico flexível, tendo externamente a forma de um *charuto* quando inflado. Uma das vantagens deste coletor é ser muito leve comparado com coletores classicamente usados na secagem solar, que são pesados, difíceis de transportar e às vezes irremovíveis.

A energia que chega a um coletor solar pode ser transferida ao mesmo através da radiação solar, através da convecção e da condução. A radiação solar que é aproveitada pelo coletor dependerá entre outros fatores, de propriedades do coletor tais como absorvidade, emissividade, além disto se os materiais externos aos coletores são transparentes etc. A energia transferida ao coletor por convecção dependerá da velocidade do ar (e, conseqüentemente, do número de Reynolds), das propriedades termofísicas do ar (densidade, calor específico, viscosidade, umidade). A convecção pode interferir tanto no interior do coletor como no exterior do mesmo. A condução de calor através da superfície externa do coletor para o seu interior dependerá da diferença de temperatura externa e interna da parede do coletor.

Quando a secagem solar é realizada usando convecção natural, se necessita construir coletores com grandes áreas para a absorção de uma certa quantidade de energia solar a trocar

com o ar de secagem e, como consequência, de grande gasto de material de custo elevado. Através de estudos preliminares observou-se que um coletor de telas de plástico aumenta a área efetiva de troca de energia por unidade de área de coletor, devido à grande área apresentada pelo conjunto de telas. Pode existir pelo menos uma redução de 30 % nas dimensões do coletor, além de outros benefícios como a possibilidade de se obter uma melhor eficiência térmica do coletor.

Neste coletor, a energia solar entra por cima e atinge o sistema de telas. Estas telas que são formadas por *pentas* de plástico preto, estão dispostas em camadas dentro do coletor solar. Aí a energia solar se distribui pelas diversas camadas de telas por transmissão entre seus furos com reflexões e absorções nos diversos *pentas*. Estes *pentas* são aquecidos e cedem energia absorvida ao ar circulante por meio de convecção. Um ventilador irá forçar o ar através das telas e este ar aquecido é conduzido a uma câmara de secagem onde o produto será seco.

Na tentativa de solucionar alguns inconvenientes existentes nos coletores solares tradicionais, pensou-se na construção de um modelo de coletor que, além de ser de baixo custo, tenha forma compacta, seja leve, de fácil operação e tenha uma grande área efetiva de troca de energia, no volume compacto do coletor.

A parte plástica do coletor que fica voltada para o sol será transparente à radiação e a parte inferior, é construída de plástico preto para absorver radiação incidente, aquecendo-se. Esta superfície transfere energia para o ar que circula dentro do coletor. Na superfície cilíndrica interna ficam dispostas paralelamente, ao longo do coletor, camadas de *pentas* ou telas de plástico preto. Um esquema da distribuição de *pentas* é apresentado na Fig.(4.4), incluindo detalhes dos pentes. Nessa figura cada pente está representado por uma linha horizontal, com as pontas do pente dirigidas para baixo.

Efetuando um corte transversal no coletor existem seis *pentas* que, ao longo do coletor, chega a 120. A distância entre *dentas* de cada *pente*, nas diferentes camadas, é variável pelo fato de se necessitar de uma maior quantidade deles à medida que a radiação naquela camada é reduzida, pois se deseja que em cada camada exista a mesma quantidade de energia térmica para trocar com o ar de secagem, aumentando assim o rendimento do coletor.

Tal construção é justificada pelo fato de se obter uma área efetiva de troca de energia elevada, dentro de um pequeno volume de coletor, quando comparada com os coletores convencionais. Deve-se levar em conta, ainda, que a turbulência devida ao movimento vibratório dos *dentas* de cada *pente* aumenta ainda mais essa troca.

Será usado em cada extremidade do coletor um tronco de cone, feito também de plástico flexível, cuja finalidade é a de transportar o ar do ambiente para o coletor, e deste, para o secador. Neste sentido, será usado um ventilador centrífugo para forçar a entrada do ar ao mesmo tempo em que mantém o coletor inflado.

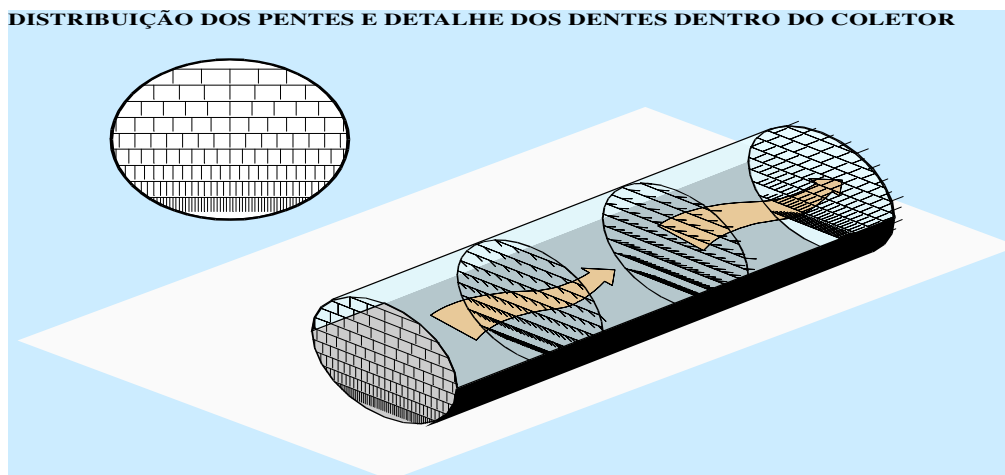


Fig.4.4. Distribuição e detalhes dos pentes em um coletor solar.

4.7. Cálculo do número e dimensões dos pentes do coletor

Tomando-se a radiação solar como um fenômeno probabilístico, isto é, que esta seja constituída por fótons (partículas energéticas) que atingem aleatoriamente uma determinada superfície, elaborar-se-á o projeto do coletor com base em tal hipótese.

É chamada de p a probabilidade de um fóton, ao atingir o coletor, passar entre os *dentes* do *pente* e chegar até a camada imediatamente inferior. Tal número é dado por:

$$p = \frac{A_v}{A_t} = \frac{D - d}{D} \quad (4.1)$$

Sendo p a probabilidade de o fóton atingir a camada imediatamente inferior, $A_v(\text{m}^2)$ a área total entre os *dentes* dos *pentes* de uma dada camada (área de vazios), $A_t(\text{m}^2)$ a área total de uma camada (*dentes* mais vazios), $D(\text{cm})$ a distância entre o centro de dois *dentes* consecutivos, d a largura dos *dentes* dos *pentes* (pré-estabelecido e igual a 0,5 cm).

Da equação anterior, observa-se que o comprimento dos *dentes* pode ser qualquer, visto que este fator seria cancelado na razão entre as áreas.

Aqui surge uma dificuldade de ordem prática. Como o comprimento do *dente* é qualquer, pode-se escolher um *dente* cujo comprimento seja o mesmo do coletor, isto é, 5 m. Se isto for feito, tal *dente* será tão pesado a ponto do ar insuflado através do ventilador não ter forças para mantê-lo na horizontal e, conseqüentemente, toda a teoria será invalidada. Assim, serão escolhidos *dentes* de 25 cm de comprimento que ficarão presos por uma extremidade ao corpo do *pente*, cuja única finalidade é a de apoiar os *dentes*, sendo desprezado para efeito de cálculo.

Na prática optou-se por fazer conjuntos de *pentes* que dispostos em toda extensão do coletor seus *dentes* sejam equivalentes a *dentes* de 5 cm de comprimento.

Estabelecendo o tamanho dos *dentes* dos *pentes* surge a questão do número de *pentes* a serem colocados em uma seção reta do coletor.

Como se deseja um aquecimento volumétrico, o número de *pentes* está intrinsecamente ligado a tal fato. Assim, esse número parece ser um pouco arbitrário, variando de acordo com a dimensão do coletor. Mas na prática, esta quantidade deve ser tal que um *pente* fique a uma distância razoável, tanto de seu antecessor quanto do seu sucessor. No caso deste coletor, que terá diâmetro interno de 80 cm, serão colocados 6 *pentes* em uma seção transversal do coletor. Além disto, para que haja um aquecimento igual em cada camada de *pentes*, os *dentes* serão dispostos de tal maneira a se conseguir tal intento.

Considerando mais uma vez o fenômeno probabilístico da radiação, supõe-se, para efeito de cálculo, que o coletor seja composto pelas seis camadas de *pentes* paralelos.

Do que já foi explicado anteriormente, podem ocorrer dois fenômenos quanto à trajetória de um fóton ao atingir uma camada de *pentes*. Ou ele passa através dos *dentes* para as camadas inferiores ou ele se encontra com estes, aquecendo-os.

Do cálculo probabilístico vem:

$$p_i + q_i = 1 \quad (4.2)$$

Sendo p_i a probabilidade do fóton passar pela camada i e q_i a probabilidade do fóton ficar na mesma camada.

Considerando-se as seis camadas mais o plástico do fundo, abaixo da última camada de *pentes*, tem-se as seguintes probabilidades para o fóton ficar em cada camada:

$$\begin{array}{ll}
\text{Na 1ª camada} & q_1 = z_1 \\
\text{Na 2ª camada} & p_1 = z_2 \\
\text{Na 3ª camada} & p_1 p_2 q_3 = z_3 \\
\text{Na 4ª camada} & p_1 p_2 p_3 q_4 = z_4 \\
\text{Na 5ª camada} & p_1 p_2 p_3 p_4 q_5 = z_5 \\
\text{Na 6ª camada} & p_1 p_2 p_3 p_4 p_5 q_6 = z_6 \\
\text{Na 7ª camada (fundo do coletor)} & p_1 p_2 p_3 p_4 p_5 p_6 q_7 = z_7
\end{array} \tag{4.3}$$

Como se deseja um aquecimento homogêneo por camada, isto é, que a probabilidade dos fótons ficarem nas camadas seja a mesma para todas elas, então é só igualar os valores de z nas equações anteriores. Igualando as duas últimas equações e sabendo-se que a probabilidade de um fóton passar pelo fundo do plástico preto é igual a zero, iremos encontrar todas as probabilidades dos fótons passarem em todas as camadas. A equação geral para o cálculo destas probabilidades é:

$$p_j = \frac{n-j}{n-j+1} \quad n = 1; 2; 3; \dots \tag{4.4}$$

Sendo j a camada considerada e n o número de camadas, incluindo o fundo do coletor. Usando a Eq.(4.1) e a equação anterior, obtém-se a distância D entre o centro de dois *dentes* de cada *pente* para uma determinada camada, desde que seja estabelecida a largura d para todos os *dentes*. Na Tabela (4.1) são apresentadas as probabilidades e as distâncias entre os *dentes* (com uma largura de 0,5 cm para todos eles) para um coletor com seis camadas paralelas de *pentes*. Encontrados esses valores, podemos construir o coletor.

Tabela 4.1. Probabilidades e distâncias entre os *dentes* para um coletor com seis camadas de *pentes* (considerou-se a largura dos *dentes* igual a 0,5 cm).

j	$n-j$	p_j	D_j (mm)
1	6	0,8571	35
2	5	0,8333	30
3	4	0,8000	25
4	3	0,7500	20
5	2	0,6667	15
6	1	0,5000	10
7	0	0,0000	5

As técnicas de projeto deste tipo de coletor são pouco conhecidas, existindo muitas lacunas a serem preenchidas. É um problema relativamente complexo de trocas de energia por radiação e convecção simultâneas.

4.8. Projeto da câmara de secagem

Outro estudo foi realizado para a construção da câmara de secagem. De complexidade análoga à do coletor solar, mas talvez um pouco menos. Aqui também existem problemas a serem pesquisados para a melhoria do projeto do secador, tais como as trocas simultâneas de energia por radiação e convecção, além dos fenômenos de transferência de matéria do produto que está sendo secado.

O aparato construído para este estudo é constituído por uma câmara toda de plástico flexível e transparente à radiação solar, tendo três metros de comprimento, um metro de largura e 1,25 m de altura, montado sobre cantoneiras de alumínio. Este equipamento tem na sua parte inferior uma caixa metálica (*plenum*) com o mesmo comprimento e largura do secador, e altura de 0,20 m. Tal caixa é usada para receber o ar aquecido que vem do coletor; sendo a parte superior da caixa, perfurada, por onde passa o ar de secagem para o interior do secador, como destacado na Fig.(4.5).

Dentro da câmara de secagem encontram, superpostas, bandejas feitas de madeira e telas de plástico preto, onde será colocado o material a ser seco. Neste local o potencial de secagem é grande, uma vez que há convecção forçada de ar, radiação solar direta, além do favorecimento da secagem devido a um exaustor eólico, instalado na parte superior do secador para efetuar o arraste o ar contendo umidade extraída do produto, e devido à ajuda do efeito estufa que é produzido na câmara de secagem.

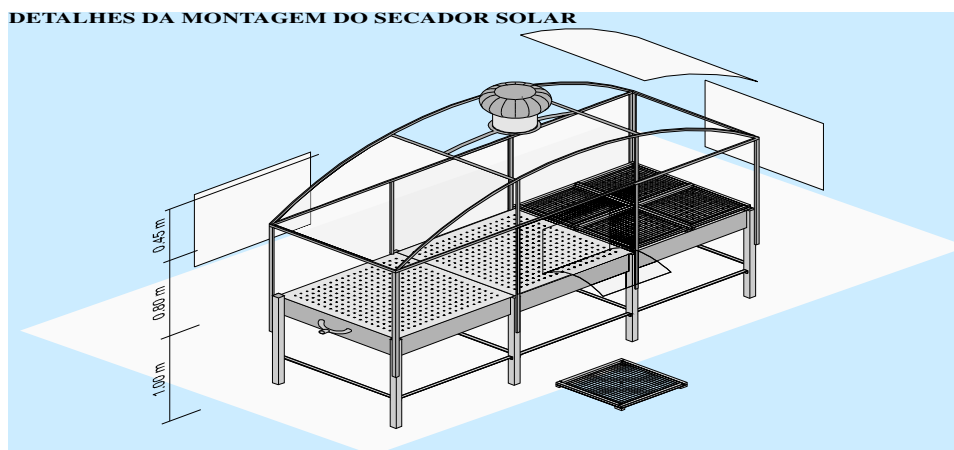


Fig.4.5. Detalhes da câmara de secagem.

4.9. Realização dos experimentos de secagem

Nesta seção são descritos os procedimentos para a realização dos experimentos de secagem.

Foram realizados experimentos de secagem em um secador piloto tipo coluna estática apresentado na Fig.(4.6). Nesse equipamento, o ar ambiente, impulsionado por um ventilador centrífugo, passa através de um conjunto de resistências elétricas, sendo aquecido pela energia fornecida pelas resistências. A temperatura do ar na entrada do secador é controlada por um termostato que liga ou desliga um conjunto de resistências elétricas. No citado secador existem sete bandejas dispostas verticalmente, onde são depositadas as bananas para a realização dos experimentos de secagem.

Foi realizada a secagem de bananas no secador de coluna estática, obtendo-se um produto comercial conhecido como banana passa.

A partir dos experimentos realizados no secador piloto tipo coluna estática, foram modelados, a difusividade de água em bananas assim como o calor latente de vaporização de água etc. Os valores obtidos podem ser usados, como primeira aproximação, para o projeto e/ou otimização do secador solar projetado neste trabalho.

No secador solar foi realizada uma série de simulações da distribuição de temperatura no sistema, para analisar a efetividade da secagem e do controle de temperatura de secagem. A câmara de secagem é a apresentada na Fig.(4.5) e um esquema geral do sistema de secagem é mostrado na Fig.(4.1). Somente quando há necessidade, a energia solar é suplementada por energia advinda de resistências elétricas.

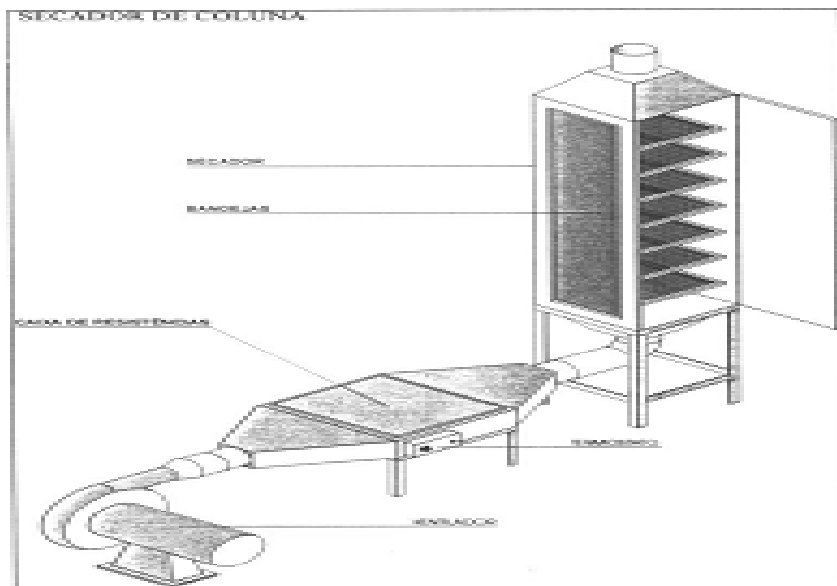


Fig.4.6. Secador de coluna estática, com aquecimento por resistências elétricas.

Como no sistema de secagem apresentado na Fig.(4.1) há um controle de temperatura através de computador, a manutenção de uma temperatura selecionada é razoavelmente fácil, como já foi descrito nesta tese ou na dissertação de Rêgo (2002). Um equipamento como o de coluna estática, da Fig.(4.6), também representa uma boa possibilidade de realizar experimentos com temperaturas que não oscilam muito, usando um sistema de resistências elétricas, para aquecimento do ar de secagem. Isto acontece desde que as resistências elétricas sejam previamente testadas para fornecer a temperatura de secagem escolhida, não ocorrendo grandes oscilações de temperatura durante o experimento.

4.9.1. Umidade de bananas pelo método da estufa

O teor de umidade inicial e final do produto foi obtido pelo método da estufa. No final do experimento as amostras foram colocadas em uma estufa a 80 °C por oito horas e após nova pesagem foram colocadas a 105 °C por mais três horas; e a partir destes resultados, foi determinado o teor de umidade inicial do produto. A partir dos dados experimentais foram obtidas curvas de secagem para uma temperatura constante de secagem como, por exemplo, 60 °C.

4.9.2. Experimentos de secagem no secador de coluna estática

No secador piloto de coluna estática, apresentado na Fig.(4.6) foram realizados testes nas temperaturas de 40, 50 e 60 °C, mas são apresentados resultados no *capítulo (5)* somente para 60 °C. Os experimentos nos quais foi quantificado o encolhimento de bananas, foram realizados somente à temperatura de 60 °C. Dados para banana cortada em forma de placas delgadas foram publicados (Costa e Ferreira, 2007) para temperaturas de 40, 50 e 60 °C.

No *capítulo (5)* de *Resultados e discussão* são apresentados dados de secagem de banana no secador de coluna estática.

Nesse secador é possível fixar, por exemplo, a variável operacional (a temperatura), pois se têm resistências elétricas para aquecer o ar. Nesse equipamento, o ar ambiente, impulsionado por um ventilador centrífugo, passa através de um conjunto de resistências elétricas, aquecendo-se. A temperatura do ar na entrada do secador é controlada por um termostato que liga ou desliga um conjunto de resistências elétricas.

Em síntese, o procedimento para a realização dos experimentos na coluna estática da Fig.(4.6) é o seguinte:

- a) A matéria-prima (banana) é descascada e submetida a um pré-tratamento, usando suco de limão diluído em água, para assegurar a qualidade final do produto, preservando-o contra a ação de fungos causadores de mofo, mantendo propriedades nutritivas suscetíveis ao calor, acentuando o seu sabor, diminuindo a probabilidade de deterioração, prevenindo contra a oxidação etc.
- b) Uma vez atingido de forma aproximada o regime permanente no secador de coluna estática, as amostras de banana preparadas no item anterior, com umidade inicial e peso conhecidos, eram distribuídas em bandejas metálicas e colocadas na coluna de secagem, nos suportes numerados de 1 a 7, no interior da coluna. O ponto final da secagem foi determinado de acordo com o propósito destinado ao produto. Quando se tem o teor de umidade final escolhido para o produto, o mesmo é retirado do secador; o que é realizado através do controle do peso do produto. Para pesar o produto foi usada uma

balança marca *Filizola*, com divisão de 1 em 1 g e capacidade de carga de 5 kg.

- c) Em tempos escolhidos, as bandejas com as amostras eram retiradas, pesadas e rapidamente retornadas ao secador. Este procedimento era repetido até atingir peso constante ou então a umidade escolhida do produto final.
- d) Também são feitas periodicamente as medidas de velocidade do ar, de sua temperatura e a umidade. As variações de umidade, na entrada e na saída do secador, foram insignificantes ou de difícil detecção pelo termo-higrômetro disponível para medi-la e também para quantificar a temperatura.

4.9.3. Experimentos no secador solar

No secador solar foram realizados, especialmente, experimentos para testar a distribuição de temperatura dentro do coletor solar e da câmara de secagem. Além disto, foi testado o sistema de controle de temperatura, controlado por computador, como já foi mencionado.

Somente foram feitos testes qualitativos de secagem de banana no secador solar, pois não foram controlados os pesos de bananas em função do tempo.

O procedimento experimental e algumas observações sobre a secagem do produto (banana) e do funcionamento do secador solar são os seguintes:

- a) A matéria-prima (banana) é preparada como foi descrito na seção anterior. Após o pré-tratamento, esta é disposta em bandejas de secagem (de aço inox, com fundo perfurado) e são colocadas na câmara de secagem da Fig.(4.5), do secador solar da Fig.(4.1).
- b) No sistema de secagem solar, usado neste projeto para frutas tropicais, existe um motor centrífugo, que capta o ar ambiente e introduz no coletor solar, feito de material transparente com o fundo negro com uma série de *pentes* para aumentar a área efetiva de troca de calor. Neste equipamento, o ar é aquecido e, posteriormente, é inserido na câmara de secagem. A câmara de secagem (secador), com a matéria-prima, recebe o ar do coletor e este, por sua vez, retira a umidade da matéria-prima, saindo por um exaustor eólico posicionado no topo do secador. O secador é construído de material

transparente e funciona como estufa, aproveitando também os raios solares diretos, o que contribuirá para melhorar a qualidade final do produto.

- c) É testado o sistema de controle de temperatura de secagem, monitorado por computador. São verificadas as distribuições de temperatura dentro do coletor solar e dentro da câmara de secagem.



Capítulo 5

Resultados e discussão



Neste capítulo são apresentados alguns resultados dos testes realizados com o sistema de secagem elétrico-solar, para conhecer a distribuição de temperatura no coletor e no secador solar.

Também são apresentados e discutidos resultados dos ensaios de secagem realizados nesta tese em um secador de coluna estática, à luz da metodologia descrita no capítulo (4) e dos modelos analíticos apresentados no capítulo (3) e no apêndice (A) para cilindro infinito.

Assim como são realizados cálculos para obter os parâmetros a partir dos experimentos no secador de coluna estática. Da mesma forma, são analisados dados experimentais de Queiroz (1994) para obter o coeficiente de difusão e o coeficiente externo de transferência de matéria, usando os citados modelos analíticos, e comparar os resultados obtidos com os simulados por Lima (1999) usando um método numérico.

5.1. Seqüência experimental e cálculos realizados a partir de dados experimentais

A seqüência, apresentada nas próximas seções, dos resultados experimentos e dos cálculos realizados a partir de dados experimentais desta tese e da literatura, baseados nas modelagens do *capítulo (3)* e no *apêndice (A)*, é a seguinte:

- i) Testes com o coletor-secador usando um sistema de aquisição de dados e de controle da temperatura de secagem. Os resultados deste item são apresentados na seção (5.2).
- ii) Dados experimentais dos parâmetros $M_{A0}(g)$, $M_S(g)$, $Mu(\%)$ e avaliação de C_p e k do alimento. Os resultados deste item e dos próximos, são apresentados na seção (5.3).
- iii) Experimentos de secagem em camada delgada no secador de coluna estática, para obtenção da massa de água no alimento $M_A(kg)$ versus tempo $t(s$ ou $h)$, para uma dada temperatura média do ar de secagem $T_\infty(^{\circ}C)$.
- iv) Difusividade $D_{AB}(m^2/s)$ em função da temperatura média do ar de secagem $T_\infty(^{\circ}C)$, a partir dos dados de $M_A(kg/kg)$ versus $t(s$ ou $h)$.
- v) Tempo médio para que o alimento seja aquecido da temperatura inicial T_1 até a temperatura inicial de secagem T_2 .

- vi) Energia para aquecer o alimento de T_1 a T_2 , assim como a potência de aquecimento.
- vii) Calor latente de vaporização da água do alimento.
- viii) Energia para evaporar água do alimento, assim como a potência para evaporação.
- ix) Energia e a potência para aquecer o alimento e evaporar água, resultante da soma dos respectivos valores obtidos em (vi) e (viii).

5.2. Testes com o sistema de secagem elétrico-solar controlado por computador

São apresentados a seguir alguns resultados publicados na dissertação de Rêgo (2002), porque ela foi feita em conjunto com a presente tese. Ou seja, o autor da presente tese solicitou que Rêgo implementasse o controle computacional da temperatura de secagem e o sistema foi empregado tanto para a citada dissertação, assim como para esta tese.

São apresentados nas Figs.(5.1) e (5.2) exemplos de medidas de fluxo de radiação solar $q(\text{W}/\text{m}^2)$ versus tempo, na cidade de Natal. Esta radiação influencia diretamente na quantidade de energia captada pelo coletor solar. Não se pode controlar a quantidade de radiação solar que incidirá sobre o sistema de secagem, porque ela depende das condições climáticas. Os perfis de radiação solar foram obtidos em dois dias com intensa radiação solar, sendo as amostradas coletadas a cada 5 minutos (Rêgo, 2002), usando um solarímetro. Nota-se que, mesmo em dias ensolarados, há bruscas modificações da quantidade de radiação solar incidente, devido à presença de nuvens.

Foram realizadas diversas simulações (Rêgo, 2002) para comprovar o funcionamento do sistema de controle por computador. No decorrer dos testes, efetuaram-se alguns ajustes no controlador para tentar melhorar a resposta do sistema pela redução brusca da captação de energia solar pelo coletor devido à presença de nuvens passageiras.

Foram instalados 6 termopares dentro da câmara de secagem, dispostos uniformemente à meia altura da câmara. Por exemplo, para a temperatura de secagem, ou seja, para um *set point* ajustado em $60\text{ }^\circ\text{C}$, podem ser vistas leituras na Fig.(5.3); sendo que a amostragem computacionalmente medida, cujos resultados são apresentados em tempo real de temperatura e sinal de controle.

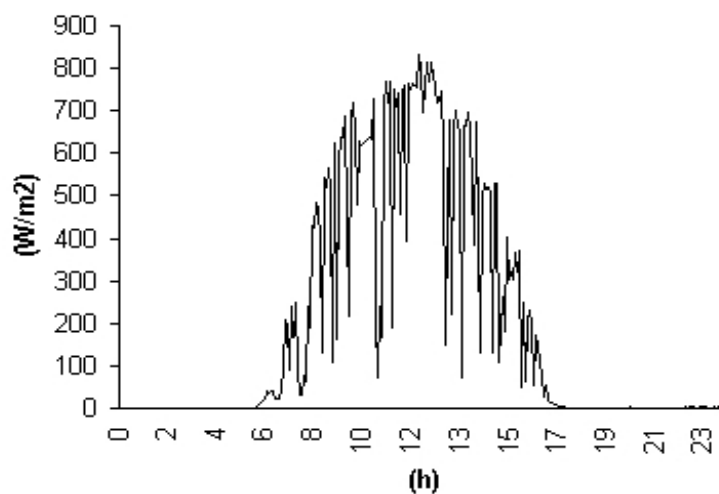


Fig.5.1. Fluxo de radiação solar (W/m^2) versus tempo (h), em 19 de março de 2002, Natal-RN (Rêgo, 2002).

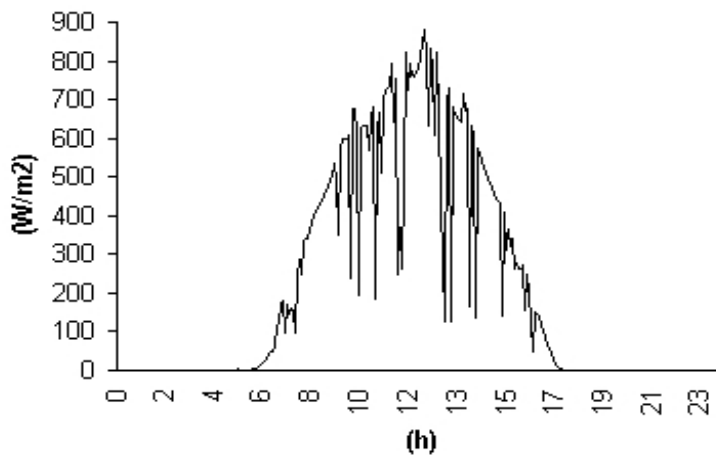


Fig.5.2. Fluxo de radiação solar (W/m^2) versus tempo (h), em 21 de março de 2002, Natal-RN (Rêgo, 2002).

Na Fig.(5.3) é apresentada a curva de resposta da temperatura média T (T é a média aritmética das temperaturas medidas pelos sensores ativos), onde se pode verificar que o tempo de subida foi de aproximadamente 410 s (6 min 50 s), a partir de 600 s (10 min) e o aquecedor elétrico não conseguiu manter a temperatura muito próxima ao *set point*.

Nota-se que no decorrer do tempo há sempre um erro positivo, provavelmente, devido à diminuição da radiação solar, a qual ocasiona a diminuição da temperatura do ar entregue ao aquecedor pelo coletor solar, e ao aumento da velocidade dos ventos, o que provoca o aumento da expulsão do ar quente de dentro da câmara pelo exaustor eólico.

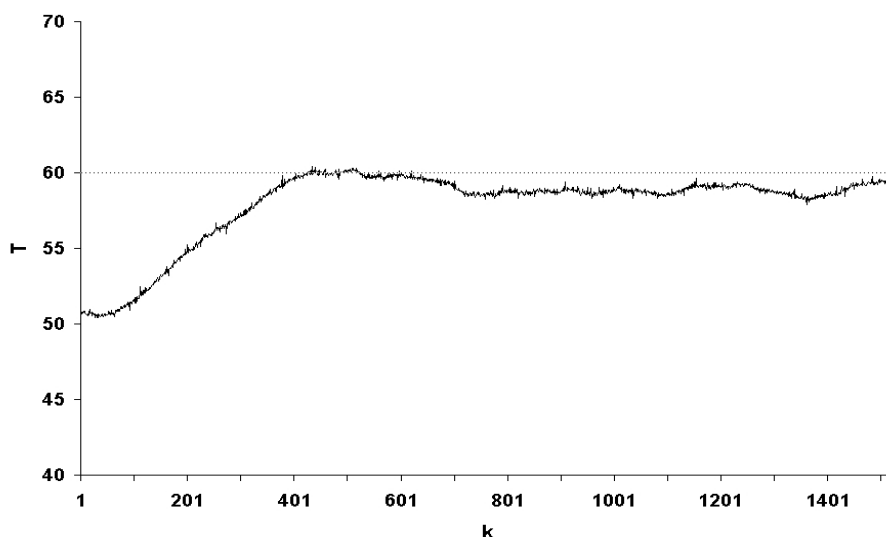


Fig.5.3. Temperatura média na câmara de secagem T (em graus Celsius) em função do instante de amostragem k (tempo para amostragem = 1s) (Rêgo, 2002).

Em uma outra simulação, vista na Fig.(5.4), o tempo de subida foi de 290 s (4 min 50 s), um tempo menor que o da primeira simulação analisada, principalmente devido a que a temperatura inicial dentro da câmara ser maior que no exemplo anterior. Nessa experiência foi percebido um sobre-sinal razoável de 1, 4 °C e durante o regime permanente, houve vários distúrbios, mas a temperatura média ficou em torno do *set point* ajustado com erro inferior a 1 °C.

Em outros experimentos realizados foi possível obter um erro em regime foi inferior a 0,5 °C. Os resultados obtidos com o sistema supervisor e de controle de temperatura mostraram-se satisfatórios (Rêgo, 2002).

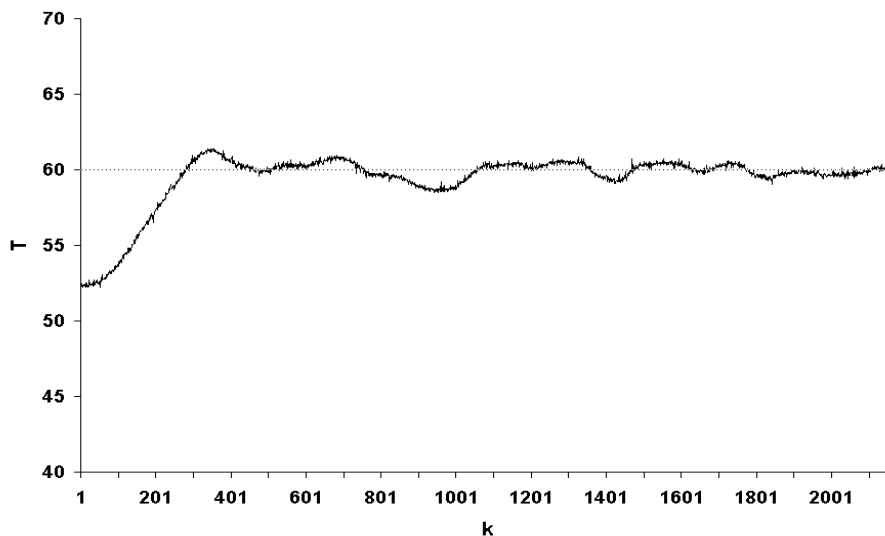


Fig.5.4. Temperatura média na câmara de secagem T (em graus Celsius) em função do instante de amostragem k (tempo de amostragem = 1 s) (Rêgo, 2002).

Os principais comentários, depois de testar o sistema controlado por computador (Rêgo, 2002), são os seguintes:

- O sistema supervisor permite a visualização e a gravação das variáveis do processo de secagem de alimentos como a temperatura da câmara de secagem.
- Permite ainda a modificação da vazão de ar e da temperatura de secagem.
- Os arquivos gerados possibilitam o estudo do desempenho do secador solar após a secagem, por isso o sistema de controle constitui em uma importante ferramenta para pesquisas na área de secagem de alimentos.
- O software do sistema supervisor é totalmente aberto e, portanto, passível de ser modificado.
- Comercialmente, a técnica de controle fuzzy pode ser adaptada usando sensores baratos.
- É importante ressaltar que mudanças estruturais na planta de secagem não implicam necessariamente no projeto de um novo controlador ou mesmo na sintonia de parâmetros, pois controlador fuzzy-PI é bastante robusto e, de certo modo, independe da função de transferência da planta.
- A diferença entre a maior e a menor temperatura medida no interior da câmara de secagem foi inferior a 5 °C. Esse gradiente de temperatura era

esperado, uma vez que a câmara não é equipada com um mecanismo adequado para distribuir o fluxo de ar quente de modo uniforme. Essa diferença de temperatura em regiões do secador pode causar uma discrepância relevante quanto ao teor de umidade final entre os alimentos dispostos nas bandejas. Todavia, esse efeito pode ser minimizado adotando o procedimento de alternar a posição das bandejas durante o processo de secagem ou projetando um distribuidor de ar para a câmara de secagem.

5.3. Cálculos realizados a partir dos dados de secagem de banana

5.3.1. Massa inicial de água e de sólidos em banana, umidade inicial, calor específico e condutividade térmica

Foram empregadas bananas (*Musa sapientum*) maduras para a realização dos testes para determinação da umidade e cálculo da condutividade térmica e do calor específico. Na Tabela (5.1) são apresentados três experimentos realizados pelo método da estufa, para determinar o teor de umidade inicial de bananas e sua massa seca, respectivamente, de acordo com o procedimento descrito na *seção (4.9.1)*, do *capítulo (4)*.

Tabela 5.1. Umidade de bananas pelo método da estufa, calor específico e condutividade térmica.

Peso (g)				Umidade (%)	Umidade	Cp	k
Cadinho	Cadinho + banana	Massa de sólidos(M _S)	Massa de água(M _{A0})	(Base úmida)	(Base seca)	$\frac{J}{kg^{\circ}C}$	$\frac{W}{m^{\circ}C}$
				Mu (%) = 100 % (massa de água)/(massa inicial da banana)	$U_{A0} = \frac{M_{A0}}{M_S}$		
15,95	19,52	3,57	13,22	78,7 %	3,70	3.649,4	0,488
15,03	19,02	3,99	14,23	78,1 %	3,57	3.634,3	0,486
15,43	20,26	4,83	16,49	77,3 %	3,41	3.614,2	0,484

Por exemplo, para o primeiro experimento o teor de umidade vale $Mu = 100 \% M_{A0} / (M_{A0} + M_S) = 100 \% (13,22) / (13,22 + 3,57) = 78,7 \%$ e a umidade inicial $U_{A0} = M_{A0} / M_S = 13,22 / 3,57 = 3,7$. A média da umidade para os três experimentos apresentados na Tabela (5.1) é de $Mu = 78,03 \%$ e a média de umidade é $U_{A0} = 3,56$.

O calor específico de banana, $C_p (\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})$, pode ser calculado usando o seu conteúdo aquoso e de sólidos, através da Eq.(2.11) ou (2.12). Por exemplo, pelas Eqs.(2.11) e (2.12), de Riedel (1956, 1957) e Siebel (1892), respectivamente, para banana da primeira linha da Tabela (5.1), com $Mu = 78,7 \%$, se obtém $C_p = \{1.674 + 25,1(78,7)\} \text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1} = 3.649,4 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$ e $C_p = \{837 + 34(78,7)\} \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1} = 3.512,8 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$. Os valores médios obtidos dos três experimentos da Tabela (5.1) são pelas equações de Riedel e Siebel, respectivamente, $3.632,6 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$ e $C_p = 3.490,1 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$. Outra possibilidade seria, depois de obter experimentalmente a composição detalhada do alimento, calcular o C_p usando a Eq.(2.13); mas esta composição detalhada não foi obtida na presente tese.

A condutividade térmica pode ser avaliada pela equação de Earle (1966), Eq.(2.10), que para a banana com $Mu = 78,7 \%$, resulta em $k = 0,0055Mu + 0,0026(100 - Mu) = 0,488 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$. O valor da condutividade térmica para umidade média da Tabela (5.1), $Mu = 78,03 \%$, é $k = 0,486 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$.

Como é discutido no *apêndice (A)*, na *seção (A.8)*, em geral, Lima (1999) avaliou o calor específico e a condutividade térmica de banana, respectivamente, pelas equações: $C_p (\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}) = 837 + 33,49Mu$, que é similar à Eq.(2.12), e $k (\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}) = 0,148 + 0,00493Mu$, que é igual à Eq.(2.8). Mas, em um exemplo apresentado na discussão de seus resultados, Lima (p.203, 1999) para temperatura de $27 \text{ }^\circ\text{C}$ calculou a difusividade térmica de banana como sendo $\alpha = k / (\rho C_p) = 1,4710^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, usando os seguintes dados da literatura para a fruta: $k = 0,481 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, $\rho = 980 \text{ kg/m}^3$ e $C_p = 3.346 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$. Os dados de k e ρ usados por Lima (1999) são do trabalho de Sweat (1974), para banana com umidade $Mu = 75,7 \%$.

Para o teste (4) da Tabela (3.1) de Lima (p.103, 1999), reproduzidos na Tabela (5.4) mais adiante, para $T_a = 60,2 \text{ }^\circ\text{C}$, se obtém que a umidade em base seca é $M_S = 2,96 = M_A / M_S$ e como $M_{A0} + M_S = 100$, resulta que a massa de água $M_{A0} = 74,75$ e $M_S = 25,25$ ou seja $Mu = 74,75 \%$. Com estes valores se pode calcular $C_p = 837 + 33,49(74,75) = 3.373,87 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$ e $k = 0,148 + 0,00493(74,75) = 0,517 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$.

5.3.2. Massa de água M_A versus tempo t

Na Tabela (5.2) são apresentados resultados de alguns experimentos realizados no secador piloto de coluna estática, mostrado na Fig.(4.6). A partir do peso de quatro bananas em cada bandeja, em função do tempo, se calcula o peso médio de bananas correspondente às 7 bandejas, para uma temperatura do ar de secagem de 60 °C, para bananas com umidade média inicial de $\mu(b.u.) = 78,03 \%$, as quais são apresentadas na última coluna da Tabela (5.2). Essa umidade é o valor médio obtido na Tabela (5.1). Com esta umidade se obtém um calor específico $3.632,6 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$, usando a equação de Riedel.

Em cada bandeja foram colocadas quatro bananas de comprimento $2L = 10 \text{ cm}$, de forma cilíndrica. Partindo da massa média inicial de uma banana $M = 212,11/4 \text{ g} = 53,03 \text{ g}$, obtida da última coluna da Tabela (5.2), e admitindo que o volume de cada banana é $\pi R^2(2L)$, com raio inicial $R = 1,35 \text{ cm}$ e comprimento $2L = 10 \text{ cm}$, resulta em uma densidade $\rho = 0,9262 \text{ g/cm}^3 = 926,2 \text{ kg/m}^3$.

Tabela 5.2. Massa de quatro bananas *versus* tempo no secador de coluna estática, com umidade inicial $\mu(b.u) = 78,03\%$ e ar a $60\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Tempo (h)	Massa de quatro bananas em cada bandeja (g)							
	1	2	3	4	5	6	7	Média
0	188,9	222,59	223,94	203,8	219,69	221,41	204,47	212,11
1	171,79	204,3	203,96	198,96	200,14	202,05	186,1	195,33
2	153,7	185,36	188,19	179,06	180,42	181,33	166,65	176,39
3	144,97	173,99	175,41	168,29	168,45	169,75	156,76	165,37
4	136,57	164,56	166,03	157,87	158,85	161,05	147,6	156,08
5	129,08	155,9	157,61	149,15	150,24	151,9	139,63	147,64
6	123,84	149,27	151	142,84	144,07	145,43	133,76	141,46
7	119,08	143,84	145,3	136,74	138,2	139,47	128,34	135,85
8	115,21	139,49	141,05	124,79	133,56	134,7	123,83	130,38
9	105,32	128,52	130,63	119,72	123,45	123,51	114,55	120,81
10	97,18	120,08	122,04	110,19	115,35	115,26	107,63	112,53
11	94,61	115,3	117,05	105,35	110,72	109,85	102,06	107,85
12	92,84	112,67	113,83	101,64	107,91	106,85	99,85	105,08
13	89,9	109,09	110,5	101,45	104,23	103,5	96,15	102,12
14	87,92	106,8	107,48	99,62	101,28	101,45	93,53	99,73
15	86,94	105,38	106,16	98,38	99,84	99,64	92,83	98,45
16	84,86	102,71	103,25	96,21	97,52	97,28	90,10	95,99
17	82,94	100,56	100,85	93,75	95,15	95,07	88,01	93,76
18	79,09	95,93	96,72	90,65	89,06	90,34	83,60	89,34
19	76,3	100,11	91,79	86,67	85,19	87,39	80,51	86,85
20	75,08	92,73	91,3	86,64	85,04	86,7	80,46	85,42
21	74,65	89,43	89,43	84,95	84,76	85,26	79,27	83,96
22	73,01	88,13	88,48	84,39	83,74	84,86	77,8	82,92
23	72,82	87,42	87,12	83,21	82,72	83,95	77,53	82,11
24	72,45	86,46	86,76	82,7	82,11	83,61	76,85	81,56
25	71,31	85,03	85,20	81,74	81,24	82,57	75,81	80,41
26	71,10	84,7	85,11	80,72	79,25	81,35	74,98	79,60
27	71,10	84,03	85,07	80,72	79,08	81,31	74,92	79,46
28	70,26	83,08	83,87	80,82	79,83	81,33	74,43	79,09
29	69,74	82,74	82,8	79,79	79,18	80,48	73,59	78,33
30	69,04	81,78	81,69	78,87	77,85	79,70	72,52	77,35
31	68,86	81,77	81,68	78,85	77,61	79,58	72,50	77,26
32	68,74	81,42	81,25	78,84	77,59	79,58	72,50	77,13
33	68,03	80,43	80,16	77,84	76,77	77,75	71,99	76,14
34	67,97	80,24	79,96	77,75	76,75	77,50	71,97	76,02
35	67,82	79,98	79,76	77,71	76,69	77,42	71,87	75,89
36	67,72	79,73	79,74	77,69	76,61	77,40	71,77	75,81
37	66,25	78,46	78,20	77,06	75,64	76,75	70,38	74,68
38	66,61	78,88	78,50	76,61	75,34	76,24	70,95	74,73

5.3.3. Parâmetros de banana com ar de secagem a 60 °C

Na Tabela (5.3) são apresentados parâmetros para a banana média da Tabela (5.2).

Tabela 5.3. Massa média de água em uma banana e massa de média de uma banana com umidade inicial $\mu = 78,03\%$ versus tempo e ar a 60 °C.

X = tempo (h)	Y = $M_A(g)$ = massa experimental de água em uma banana	$M_A(g) + M_S(g)$ = massa média de uma banana	$M_A(g)$ = massa de água em uma banana Eq.(5.1)
0,00	41,38	53,03	41,52
1,00	37,18	48,83	37,69
2,00	32,45	44,10	34,28
3,00	29,69	41,34	31,24
4,00	27,37	39,02	28,54
5,00	25,26	36,91	26,14
6,00	23,71	35,37	24,01
7,00	22,31	33,96	22,11
8,00	20,94	32,60	20,41
9,00	18,55	30,20	18,91
10,00	16,48	28,13	17,57
11,00	15,31	26,96	16,38
12,00	14,62	26,27	15,32
13,00	13,88	25,53	14,38
14,00	13,28	24,93	13,54
15,00	12,96	24,61	12,79
16,00	12,35	24,00	12,13
17,00	11,79	23,44	11,54
18,00	10,68	22,34	11,01
19,00	10,06	21,71	10,54
20,00	9,70	21,36	10,13
21,00	9,34	20,99	9,76
22,00	9,08	20,73	9,43
23,00	8,88	20,53	9,13
24,00	8,74	20,39	8,87
25,00	8,45	20,10	8,64
26,00	8,25	19,90	8,44
27,00	8,21	19,87	8,25
28,00	8,12	19,77	8,09
29,00	7,93	19,58	7,94
30,00	7,69	19,34	7,81
31,00	7,66	19,32	7,70
32,00	7,63	19,28	7,60
33,00	7,38	19,04	7,51
34,00	7,35	19,01	7,42
35,00	7,32	18,97	7,35
36,00	7,30	18,95	7,29
37,00	7,02	18,67	7,23
38,00	7,03	18,68	7,18

Os dados apresentados na Tabela (5.3) podem ser calculados como apresentado a seguir. Parte-se de uma banana de massa inicial $M_0 = 53,03$ g, com umidade inicial $Mu = 78,03$ % e se calcula para tempo $t = 0$ h a massa de água em uma banana como $M_{A0} = 53,03(0,7803)$ g = 41,38 g e a massa de sólidos é $M_S = 53,03(1 - 0,7803)$ g = 11,65 g. Para o tempo $t = 1$ h, a massa de banana é $M_1 = 48,83$ g, como a massa inicial era $M_0 = 53,03$ g, a massa perdida de água é $M_0 - M_1 = (53,03 - 48,83)$ g = e portanto a massa de água em uma banana em $t = 1$ h é $M_{A1} = 41,38$ g - $(53,03 - 48,83)$ g = 37,18 g. E assim sucessivamente são feitos os cálculos apresentados na Tabela (5.3).

A seqüência de cálculos apresentada a seguir é aproximadamente a descrita na *seção (5.1)*.

A partir de cada curva de massa de água de uma banana M_A versus tempo t é obtida a massa média de água de equilíbrio $M_{A\infty}(g)$ e a difusividade $D_{AB}(m^2/s)$, a partir da correlação dos dados de M_A versus t . Dos cálculos resultam números de Biot que devem representar melhor o fenômeno de secagem, que se for considerado previamente, por exemplo, que $Bi_M > 100$, ou seja, que $Bi_M \rightarrow \infty$.

A principal discussão para os experimentos apresentados nesta tese é considerando que as bananas analisadas são cilindros infinitos, baseando-se no modelo desenvolvido no *capítulo (3)* e no *apêndice (A)*. Para os experimentos de Queiroz (1994) uma banana é considerada como um cilindro infinito, para os cálculos realizados nesta tese, e estes resultados são comparados com as simulações realizadas por Lima (1999) que considera que uma banana como um sólido esferoidal prolato.

5.3.3-1. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60 °C, resultando em Biot genérico $Bi_M = 1,70$

Nos cálculos seguintes é empregado o modelo desenvolvido no *capítulo (3)*, usando o número de Biot Bi_M como um parâmetro *livre*, a ser determinado pelo programa computacional, a partir dos dados experimentais.

Como já foi mencionado, para calcular o autovalor μ_1 da Eq.(3.19) assim como o parâmetro $B_1 = 4Bi_M^2 / \{\mu_1^2(\mu_1^2 + Bi_M^2)\}$, da Eq.(3.20), é mais fácil usar a Eq.(3.21) ou (3.22), respectivamente, para $Bi < 2$ ou $Bi > 2$, que usar a equação exata de autovalores Eq.(3.14).

Supondo que Biot $Bi_M > 2$, resulta da Eq.(3.22) que $\mu_1 = 2,4048 Bi_M / (1,03 + Bi_M)$ e o fator pré-exponencial da Eq.(3.19) é $B_1 = 4(1,03 + Bi_M)^4 / \{(2,4048 Bi_M)^2 [2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2]\}$. Substituindo estes parâmetros na Eq.(3.19), incluindo Bi_M , como parâmetro *livre*, se obtém da Eq.(3.23), após correlacionar os dados da Tabela (5.3) para banana de raio $R = 0,0135$ m, usando o programa Lab Fit desenvolvido por Silva e Silva (2003), se obtém:

$$\frac{M_A - M_{A\infty}}{M_{A0} - M_{A\infty}} = \frac{4(1,03 + Bi_M)^4}{(2,4048 Bi_M)^2 \{2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2\}} \exp\left\{-\left(\frac{2,4048 Bi_M}{1,03 + Bi_M}\right)^2 \frac{D_{AB} t}{R^2}\right\} = \quad (5.1)$$

$$= \frac{M_A - 6,77}{41,38 - 6,77} = 1,004 \exp\left\{-(1,498)^2 \frac{0,949 \cdot 10^{-5} t}{0,0135^2}\right\}$$

Na Eq.(5.1) a massa de água na fruta a tempo infinito é $M_{A\infty} = 6,77$ g, a difusividade $D_{AB} = 0,949 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h} = 2,64 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} = 26,4 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, o número de Biot resultante é $Bi_M = 1,70$, o tempo é dado em horas e o coeficiente de correlação vale $R^2_{yy(x)} = 0,998$; como é apresentado na Fig.(5.5).

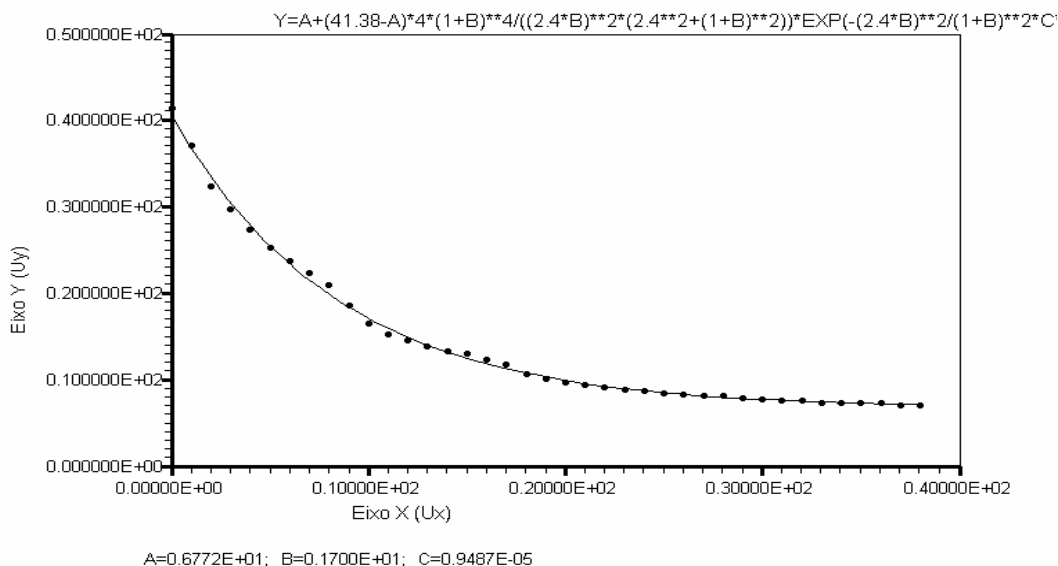


Fig.5.5. Massa de água em uma banana $M_A = Y$ versus $t = X$ pela Eq.(5.1), com parâmetros $A = M_{A\infty}$, Biot genérico $B = Bi_M$ e $C = D_{AB}(\text{m}^2/\text{h})$, usando ar a 60°C .

Do número de Biot $Bi_M = 1,70$ se obtém $\mu_1 = 1,498 = 2,4048 Bi_M / (1,03 + Bi_M)$ e $B_1 = 1,004 = 4(1,03 + Bi_M)^4 / \{(2,4048 Bi_M)^2 [2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2]\}$. Na realidade deveria ter sido usada a Eq.(3.21), obtendo $\mu_1 = 1,54 = \sqrt{2Bi/(1 + 0,26 Bi)}$ porque em geral para $Bi_M < 2$ com ela se obtém melhor ajuste que com a Eq.(3.22). Mas como para $Bi_M = 1,70$ o valor exato calculado pela Tabela (3.1) é $\mu_1 = 1,514$, então o desvio entre o calculado pela Eq.(3.22) $\mu_1 = 1,498$ e o exato $\mu_1 = 1,514$ é de -1,1 %, e entre o calculado pela Eq.(3.21) $\mu_1 = 1,54$ e o exato $\mu_1 = 1,514$ é 1,4 %.

Na Tabela (5.4) são apresentadas condições experimentais de secagem do trabalho de Queiroz (1994), as quais foram usadas nas simulações por Lima (1999). Nesta tabela estão incluídos dados de umidade de equilíbrio U_e (em base seca) = M_{Ae}/M_S , sendo M_{Ae} a massa de água na fruta em equilíbrio, dimensões iniciais de banana considerado como sólido esferoidal prolato, L_2 e L_1 , e o tempo do processo de secagem. O comprimento L_2 foi calculado por Lima (1999). Na Tabela (5.4) os subíndices (0), (f) e (e) representam, respectivamente, dados no início, no final e na condição de equilíbrio de secagem ($t \rightarrow \infty$); e UR é a umidade relativa do ar de secagem. Na Tabela (5.5) é apresentado um resumo dos resultados dos cálculos realizados por Lima (1999), em seu trabalho sobre difusão em sólidos esferoidais prolatos, para o estudo da secagem de banana, usando um método numérico. O número de Biot nessa tabela está baseado na Eq.(3.3) e no comprimento característico ou focal de citado sólido, (L), dado pela Eq.(3.1). No modelo (III) de mencionada tabela, os números de Biot Bi_L são para o início e o final do processo de secagem, respectivamente.

Tabela 5.4. Parâmetros obtidos para o ar e banana em cada experimento realizado por Queiroz (1994) (Lima, 1999).

Teste	Dados do ar			Dados de uma banana							Tempo de secagem (h)
	T_a (°C)	UR (%)	v (m/s)	U_0 (b.s)	U_f (b.s)	U_e (b.s)	T_0 (°C)	T_f (°C)	L_2 (m)	L_1 (m)	
1	29,9	35,7	0,38	3,43	0,32	0,1428	19,1	29,7	0,05856	0,01613	121,85
2	39,9	19,3	0,33	3,17	0,33	0,0664	21,0	38,9	0,05878	0,01569	72,00
3	49,9	19,2	0,37	3,21	0,32	0,0579	20,3	47,1	0,05901	0,01522	40,80
4	60,2	19,9	0,36	2,96	0,25	0,0426	30,6	57,5	0,05897	0,01530	35,3
5	60,5	10,7	0,35	3,04	0,31	0,0211	23,4	57,0	0,05909	0,01506	27,80
6	68,4	7,3	0,39	2,95	0,22	0,0121	25,3	64,2	0,05890	0,01545	27,60

Tabela 5.5. Coeficientes de transporte, avaliados para cada teste de secagem, por Lima (1999).

Modelo	Teste	T _a (°C)	D _{AB} .10 ¹⁰ (m ² /s)	k _M .10 ⁸ (m/s)	Bi _M (adim.)	α.10 ⁷ (m ² /s)	h _C (Wm ⁻² °C ⁻¹)	Bi _C (adim.)
Modelo (I) – Concentração de equilíbrio na superfície.	1	29,9	1,33	----	----	----	----	---
	2	39,9	1,89	----	----	----	----	----
	3	49,9	3,25	----	----	----	----	----
	4	60,2	4,32	----	----	----	----	----
	5	60,5	4,65	----	----	----	----	----
	6	68,4	5,13	----	----	----	----	----
Modelo (II) – Condição de contorno convectiva.	1	29,9	6,02	6,10	5,78	----	----	----
	2	39,9	6,25	10,51	9,53	----	----	----
	3	49,9	13,27	15,43	6,63	----	----	----
	4	60,2	25,87	17,03	3,75	----	----	----
	5	60,5	25,90	19,38	4,27	----	----	----
	6	68,4	34,28	19,76	3,28	----	----	----
Modelo (III) – Condição de contorno convectiva + encolhimento.	1	29,9	1,65	10,10	34,46 18,40	----	----	----
	2	39,9	2,48	15,53	35,47 21,38	1,20	----	----
	3	49,9	4,57	21,35	26,64 15,75	----	----	----
	4	60,2	7,25	22,30	17,52 11,14	----	----	----
	5	60,5	7,30	26,15	20,47 12,89	----	----	----
	6	68,4	8,63	26,56	17,49 11,23	----	----	----
Modelo (III) – Condição de contorno convectiva + encolhimento + k _s infinito.	1	29,9	0,93	∞	----	----	----	----
	2	39,9	1,40	∞	----	----	----	----
	3	49,9	2,31	∞	----	----	----	----
	4	60,2	3,08	∞	----	----	----	----
	5	60,5	3,29	∞	----	----	----	----
	6	68,4	3,66	∞	----	----	----	----
Modelo (IV) – Condição de contorno convectiva + transferência simultânea de calor e matéria.	6	68,4	34,28	19,76	3,28	0,34	10,56	1,25

Quando foram introduzidos os parâmetros no programa computacional Lab Fit, foi necessário usar menos casas decimais ao digitar a Eq.(5.1), devido a limitações do Lab Fit, ou seja, ele somente admite a introdução de 94 casas decimais para digitar uma equação. Por exemplo, o valor 2,4048 foi empregado como 2,4, assim como 1,03 foi usado como 1, como pode ser notado na Fig.(5.5). Além disto, nota-se que a equação não saiu completamente impressa no gráfico. Por outro lado, nota-se um excelente ajuste entre os valores calculados e os experimentais, incluindo quase toda a faixa de tempo, como pode ser constatado também na Tabela (5.3). Até a tempos pequenos o ajuste é muito bom, resultando em um desvio médio de 1,99 % e um desvio padrão de 2,39 %.

O valor encontrado de difusividade $D_{AB} = 26,410^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ para Biot $Bi_M = 1,70$ é similar ao obtido de simulação por Lima (1999) para o modelo (II), ou seja, para condição de contorno convectiva, $D_{AB} = 25,87.10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ para Biot $Bi_L = 3,75$ e uma temperatura de 60,2 °C; como destacado na Tabela (5.5). Deve-se notar que a definição do número de Biot para cilindro infinito, $Bi_M = 1,70 = k_M R/D_{AB}$, foi usada nesta tese e para um sólido esferoidal prolato, a definição de Biot usada por Lima (1999) foi $Bi_L = k_M L/D_{AB} = 3,75$.

Partindo dos seguintes parâmetros desta tese $Bi_M = 1,70$, $D_{AB} = 26,4.10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, $R = 0,0135 \text{ m}$, a partir da definição do número de Biot Bi_M , se obtém um coeficiente convectivo de transferência de matéria:

$$k_M = Bi_M \frac{D_{AB}}{R} = (1,70) \frac{26,4.10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}}{0,0135 \text{ m}} = 33,24.10^{-8} \text{ m/s} \quad (5.2)$$

Uma possível explicação para a diferença entre os valores de coeficiente externo de transferência de matéria da presente tese, $k_M = 33,24.10^{-8} \text{ m/s}$, e o valor encontrado por Lima (1999), $k_M = 17,03.10^{-8} \text{ m/s}$, é que as condições experimentais usadas são diferentes. Ou seja, no teste (4), das Tabelas (5.4) e (5.5), foi usada uma velocidade do ar $v_{ar} = 0,36 \text{ m/s}$ e na presente tese foi $v_{ar} = 2 \text{ m/s}$, o que deve aumentar o coeficiente $k_M = 33,24.10^{-8} \text{ m/s}$ na presente tese em relação ao valor encontrado na simulação por Lima (1999), $k_M = 17,03.10^{-8} \text{ m/s}$. Ou seja, esta velocidade de ar pode aumentar muito o número de Biot Bi_M , diminuindo a resistência externa à transferência de matéria, em relação aos dados simulados por Lima (1999). Além disto, outra explicação das possíveis diferenças de valores de k_M , é que tanto no modelo analítico da presente tese como no modelo numérico usado por Lima (1999), não foi considerado o encolhimento do fruto durante a secagem. Este fato pode tornar o valor dos

parâmetros pouco realistas fisicamente. Por outro lado, a geometria simulada por Lima (1999) é de um sólido esferoidal prolato, enquanto a simulação apresentada nas equações anteriores é para um cilindro infinito. Nas simulações de M_A versus t , Lima (1999) usou três termos de uma série, algo similar à dada pela Eq.(5.1), mas na presente tese foi usado somente o primeiro termo da série da Eq.(3.19), o que pode diminuir a precisão de cálculo, dependendo do número de Biot usado e também do número de Fourier.

É possível calcular o número de Biot Bi_L , correspondente a um sólido esferoidal prolato, a partir do número de Biot $Bi_R = Bi_M = 1,70$ para um cilindro infinito, para uma banana em análise. É necessário calcular o comprimento equivalente L , para o sólido prolato, como é discutido no *capítulo (3)*. Quando são cortadas as pontas de uma banana, a metade do comprimento resultante é aproximadamente igual ao comprimento do semi-eixo maior, $L_2 = (0,10 \text{ m})/2 = 0,05 \text{ m}$, como é destacado na Fig.(3.1), e o semi-eixo menor pode ser admitido como aproximadamente igual ao raio médio de uma banana $R \cong L_1 = 0,0135 \text{ m}$. A partir da Eq.(3.1) se calcula o comprimento focal L :

$$L = \sqrt{(L_2^2 - L_1^2)} = \sqrt{(0,05 \text{ m})^2 - (0,0135 \text{ m})^2} = 0,048 \text{ m} \quad (5.3)$$

Calcula-se o número de Biot Bi_L , para o sólido esferoidal prolato, a partir da Eq.(3.3) ou então pela relação entre os números de Biot $Bi_M = k_M R/D_{AB}$ e $Bi_L = k_M L/D_{AB}$:

$$Bi_L = \frac{k_M L}{D_{AB}} = \frac{(33,24 \cdot 10^{-8} \text{ m/s})0,048}{(26,4 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s})} = 6,06 \quad (5.4)$$

O número de Biot, $Bi_L = 6,06$, para o sólido esferoidal prolato equivalente da presente tese, para $T_\infty = 60 \text{ }^\circ\text{C}$ e velocidade do ar $v_{ar} = 2 \text{ m/s}$, é maior que o $Bi_L = 3,75$, para o teste (4) simulado por Lima (1999) a $T_\infty = 60,2 \text{ }^\circ\text{C}$ e $v_{ar} = 0,36 \text{ m/s}$. Estas magnitudes de número de Biot confirmam a suposição feita antes, ou seja, que para o experimento realizado na presente tese há menor resistência externa à transferência de matéria que o experimento simulado por Lima (1999), porque $Bi_{LC} = 6,06 > Bi_{LL} = 3,75$ e em conseqüência $k_{MC} = 33,24 \cdot 10^{-8} \text{ m/s} > k_{ML} = 17,03 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$.

5.3.3-2. Cilindro infinito, com encolhimento em R, ar a 60 °C, resultando em Biot genérico $Bi_M = 1,82$

Na Tabela (5.6) são apresentados dados de comprimento, $2L$, e do raio médios, R , de bananas *versus* tempo, para os experimentos apresentados nas Tabelas (5.2) e (5.3). Os diâmetros foram medidos em três posições, sendo duas nas extremidades e uma no ponto médio entre as extremidades e, posteriormente, foi obtida a média aritmética destes valores. As modificações de comprimento e raio de cada banana foram acompanhadas até $t = 7$ h. O encolhimento radial foi muito maior que o longitudinal; o que justifica, em parte, considerar na modelagem o encolhimento principalmente na dimensão radial.

À medida que passa o tempo é muito difícil saber se um modelo difusivo poderia ajustar bem os dados experimentais, de massa M_A e difusividade D_{AB} , mesmo considerando encolhimento etc., porque há muita deformação da estrutura do objeto em análise.

A partir dos valores médios da Tabela (5.6) são apresentadas na Tabela (5.7) a massa média de água em uma banana $Y = M_A$, com umidade inicial $Mu = 78,03 \%$ e ar a 60 °C, além de $X1 = X1 = t/R^2$ e $X = t/R^2$. Usando estas variáveis facilita os cálculos de regressão assim como a análise dos resultados. Não foi medido o comprimento de banana para os tempos 1, 2 e 3 h, para todos os experimentos, embora tenha sido quantificado o raio para esses tempos. Para o experimento 2, além dos tempos mencionados, não foi medido o comprimento para $t = 4$ h; mas foi calculada a média aritmética para o comprimento a $t = 4$ h.

Tabela 5.6. Comprimento $2L$ e raio médio R de quatro bananas *versus* tempo t , no secador de coluna estática, com umidade inicial $Mu(b.u) = 78,03 \%$ e ar a 60 °C.

t	Comprimento (2L) e raio médio (R) de quatro bananas em cada bandeja (g)															
	1		2		3		4		5		6		7		Média	
	2L (h) (m)	R (m)	2L (m)	R (m)	2L (m)	2L (m)	R (m)	2L (m)	2L (m)	R (m)	2L (m)	R (m)	2L (m)	R (m)	2L (m)	R (m)
0	0,100	0,0137	0,100	0,0138	0,100	0,0144	0,100	0,0130	0,100	0,0135	0,100	0,0134	0,100	0,0127	0,100	0,0135
1	---	0,0126	---	0,0122	---	0,0126	---	0,0127	---	0,0120	---	0,0115	---	0,0118	---	0,0122
2	---	0,0118	---	0,0118	---	0,0114	---	0,0108	---	0,0098	---	0,0099	---	0,0094	---	0,0107
3	---	0,0101	---	0,0094	---	0,0101	---	0,0095	---	0,0091	---	0,0090	---	0,0088	---	0,0094
4	0,0980	0,0096	---	0,0092	---	0,0089	0,0937	0,0087	0,0970	0,0087	0,0957	0,0086	0,0987	0,0086	0,0966	0,0089
5	0,0940	0,0095	0,0950	0,0091	0,0940	0,0091	0,0975	0,0090	0,0970	0,0082	0,0980	0,0079	0,0945	0,0081	0,0955	0,0087
6	0,0925	0,0086	0,0950	0,0088	0,0943	0,0087	0,0955	0,0085	0,0960	0,0079	0,0948	0,0078	0,1005	0,0080	0,0949	0,0083
7	0,0933	0,0082	0,0930	0,0084	0,0960	0,0086	0,0950	0,0086	0,0967	0,0081	0,0909	0,0078	0,0993	0,0076	0,0949	0,0082

Tabela 5.7. Massa média de água $Y = M_A$, t, $X1 = t/R^2$, $X2 = t/L^2$, de uma banana com umidade inicial $Mu = 78,03 \%$ e ar a $60 \text{ }^\circ\text{C}$.

t(h)	R(m)	L(m)	$X1 = t/R^2$	$X2 = t/L^2$	$Y = M_A(g) = \text{Massa experimental de água em uma banana}$
Tempo	Raio	Metade do comprimento	(h/m ²)	(h/m ²)	
0,00	0,0135	0,0500	0,00	0,00	41,38
1,00	0,0122	---	6736,62	---	37,18
2,00	0,0107	---	17538,95	---	32,45
3,00	0,0094	---	33782,38	---	29,69
4,00	0,0089	0,0483	50527,06	1713,90	27,37
5,00	0,0087	0,0478	66042,66	2192,27	25,26
6,00	0,0083	0,0474	86885,88	2665,69	23,71
7,00	0,0082	0,0474	104331,78	3109,97	22,31

Supondo Biot $Bi_M > 2$, como foi feito para a Eq.(5.1), $\mu_1 = 2,4048 Bi_M / (1,03 + Bi_M)$ e $B_1 = 4(1,03 + Bi_M)^4 / \{(2,4048 Bi_M)^2 [2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2]\}$, se obtém uma equação similar à Eq.(3.23). Portanto, substituindo estes parâmetros na Eq.(3.23), com $X = t/R^2$ e $Y = M_A$, incluindo como parâmetros livres Bi_M , D_{AB} e $M_{A\infty}$, se obtém após correlacionar os dados da Tabela (5.7) obtidos da Tabela (5.6), com encolhimento em R, usando o Lab Fit (Silva e Silva, 2003), resulta:

$$\frac{M_A - M_{A\infty}}{M_{A0} - M_{A\infty}} = \frac{4(1,03 + Bi_M)^4}{(2,4048 Bi_M)^2 \{2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2\}} \exp \left\{ - \left(\frac{2,4048 Bi_M}{1,03 + Bi_M} \right)^2 \frac{D_{AB} t}{R^2} \right\} = \quad (5.5)$$

$$= \frac{M_A - 21,86}{41,38 - 21,86} = 0,987 \exp \left\{ - (1,536)^2 \frac{0,1136 \cdot 10^{-4} t}{R^2} \right\}$$

Na Eq.(5.5) as variáveis são $X = t/R^2$ e $Y = M_A$, e os parâmetros são $M_{A\infty} = 21,86$ g, $Bi_M = 1,82$, $D_{AB} = 0,1136 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h} = 31,5610^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $R^2 y(x) = 0,991$; como é apresentado na Fig.(5.6). Nota-se na Eq.(5.5) que o raio é uma variável, que se modifica (encolhe) durante o processo de secagem.

O número de Biot $Bi_M = 1,82$ com encolhimento em R é similar ao obtido sem encolhimento, $Bi_M = 1,70$. Por outro lado, para $Bi_M = 1,82$, a difusividade com encolhimento em R, $D_{AB} = 31,56 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ é maior do que $D_{AB} = 26,4 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, obtida sem encolhimento, para $Bi_M = 1,70$. À medida que um produto alimentício encolhe, teoricamente deveria ficar

cada vez mais difícil a difusão de água neste material e portanto a difusividade deveria ser cada vez menor. Mas isto não aconteceu, de acordo com os resultados obtidos antes, ou seja, com encolhimento em R, $D_{AB} = 31,56 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s} > D_{AB} = 26,4 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ sem encolhimento, embora sejam valores da mesma ordem de magnitude.

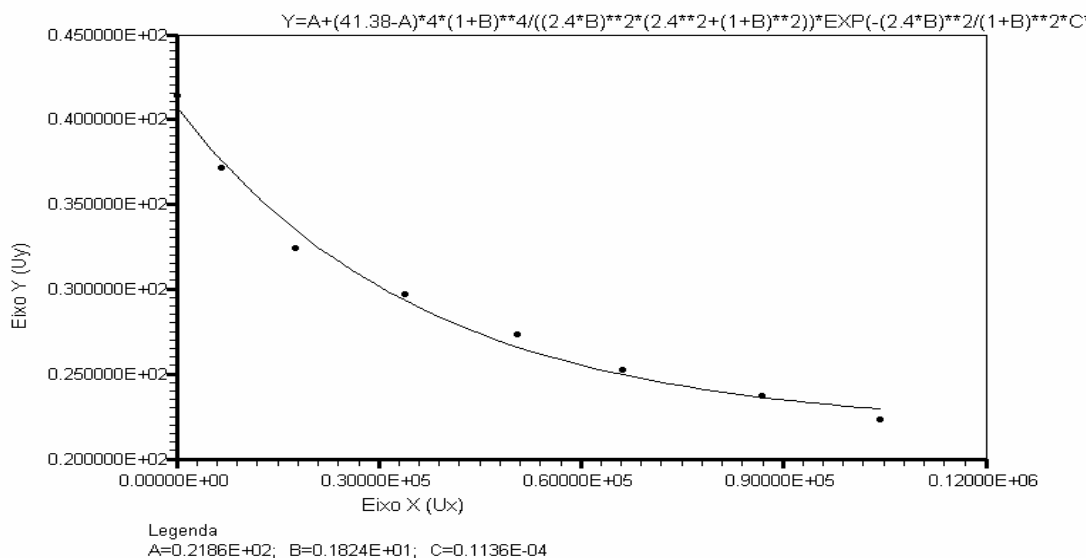


Fig.5.6. Massa de água em uma banana $Y = M_A$ versus $X = t/R^2$ pela Eq.(5.5), com encolhimento em R, ar a 60 °C, com parâmetros $A = M_{A\infty}$, resultando em Biot genérico $B = Bi_M = 1,82$ e $C = D_{AB}$.

Além disto, foram usadas duas faixas de tempo para correlacionar os dados, ou seja, sem encolhimento a faixa foi $0 < t(\text{h}) < 38$ e com encolhimento $0 < t(\text{h}) < 7$, o que produz resultados diferentes. Por inspeção das Eqs.(5.1) e (5.5) nota-se, por exemplo, que os valores obtidos pela regressão para $M_{A\infty}$ são $M_{A\infty} = 21,86 \text{ g}$ e $M_{A\infty} = 6,77 \text{ g}$, respectivamente, com encolhimento e sem encolhimento, e evidentemente os valores de difusividade ajustados foram diferentes nas duas situações.

A difusividade da Eq.(5.5) $D_{AB} = 31,56 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, para $Bi_M = 1,82$, ar de secagem a 60 °C e banana considerada como cilindro infinito, é um valor que está entre a $D_{AB} = 25,8710^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a 60,2 °C para $Bi = 3,75$ e $D_{AB} = 34,2810^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a 68,4 °C para $Bi = 3,28$ obtidas por

Lima (1999), pelo modelo (II), para condição de contorno convectiva; conforme é apresentado na Tabela (5.5) para o teste (4).

De igual maneira, a difusividade $D_{AB} = 31,56 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ para $Bi_M = 1,82$ a $60 \text{ }^\circ\text{C}$ da presente tese também é similar à $D_{AB} = 34,2810^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a $68,4 \text{ }^\circ\text{C}$, $Bi_M = 3,28$, Biot de transferência de calor $Bi_C = 1,25 = h_{\text{conv}}L/k$, $h_{\text{conv}} = 10,56 \text{ Wm}^{-2}\text{C}^{-1}$, $\alpha = 0,3410^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ obtidos por Lima (1999), pelo modelo (IV), para condição de contorno convectiva + transferência simultânea de calor e matéria. Destes resultados de Lima (1999), se pode calcular o número de Luikov $Lu = D_{AB}/\alpha = (34,28 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s})/(0,3410^{-7} \text{ m}^2/\text{s}) = 0,101$, ou seja, o processo de secagem dentro desta banana analisada por Lima (1999) está dominado pela difusão de matéria em relação à difusão de calor.

É interessante notar que o valor da difusividade, $D_{AB} = 34,2810^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, apresentada por Lima a $68,4 \text{ }^\circ\text{C}$ e $Bi = 3,28$ é a mesma tanto pelo modelo (II), para condição de contorno convectiva, quanto pelo modelo (IV), para condição de contorno convectiva + transferência simultânea de calor e matéria.

Uma análise similar à realizada na *seção* anterior poderia ser feita para as magnitudes do Biot Bi_L , correspondente ao $Bi_M = 1,82$ assim como sobre o valor do coeficiente k_M .

Os resultados da presente *seção* são muito interessantes e importantes. Ou seja, os resultados obtidos com os modelos analíticos da presente tese apresentam, em algumas situações, resultados similares aos avaliados com os modelos numéricos implementados por Lima (1999). Deve-se ressaltar que as condições experimentais da presente tese não são coincidentes com as usadas nas simulações por Lima (1999), mas de todos modos os resultados dos cálculos apresentam ordens de magnitude similares, em algumas situações.

Por outro lado, os resultados obtidos por simulação que melhor representam as condições experimentais da presente tese são os para números de Biot não infinitos, ou seja, para $Bi_R = 1,70$ e $Bi_R = 1,82$, para cilindro infinito. Isto aconteceu porque esses números de Biot foram deixados como parâmetros *livres* e, possivelmente, eles se aproximam mais das condições experimentais (reais) que para as simulações realizadas fixando o número de Biot, como por exemplo, para Biot tendendo a infinito, ou seja, $Bi_M > 100$.

Simulações para $Bi_M > 100$ oferecem a oportunidade de análise quando não existe resistência externa à transferência de matéria, mas esta situação não representa a realidade da presente tese. Nota-se que se fossem simulados valores de difusividade quando $Bi_M > 100$ eles seriam bem menores que quando $Bi_R = 1,82$ ou $Bi_M = 1,70$, para cilindros infinitos. Uma tendência similar também foi obtida por Lima (1999), por exemplo, quando se comparam os resultados apresentados na Tabela (5.5), pelo modelo (III) com condição de contorno

convectiva + encolhimento, com os resultados pelo modelo (III) com condição de contorno convectiva + encolhimento + coeficiente externo transferência de matéria $k_M \rightarrow \infty$, ou seja, $Bi_M > 100$ o que é o mesmo que Bi_M tendendo a infinito.

Somente para exemplificar o mencionado antes, é realizada uma simulação supondo que o número de Biot $Bi_M > 100$. Do *capítulo (3)* para $Bi \rightarrow \infty$ se obtém que $\mu_1 = 2,4048$, o qual é reproduzido na Tabela (3.1). Da Eq.(3.20), se $Bi \rightarrow \infty$, resulta $B_1 = 4/(\mu_1)^2$; usando somente o primeiro termo da Eq.(3.19) e substituindo $\mu_1 = 2,4048$, resulta:

$$\frac{M_A - M_{A\infty}}{M_{A0} - M_{A\infty}} = \frac{4}{2,4048^2} \exp\left\{-(2,4048)^2 D_{AB} t/R^2\right\} \quad (5.6)$$

Usando os dados de M_A versus t da Tabela (5.2), para o raio constante $R = 0,0135$ m e deixando como parâmetros *livres* M_{A0} , $M_{A\infty}$ e D_{AB} , resulta da Eq.(5.6), usando o Lab Fit (Silva e Silva, 2003):

$$\frac{M_A - 21,86}{49,12 - 21,86} = 0,692 \exp\left\{-(2,4048)^2 \frac{0,472 \cdot 10^{-5} t}{(0,0135)^2}\right\} \quad (5.7)$$

Uma explicação para esta tendência é razoavelmente simples; por exemplo, para $Bi_R = 1,82$, da Eq.(5.5) $D_{AB} = 0,1136 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h} = 31,56 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, com ar a $60 \text{ }^\circ\text{C}$, banana considerada como cilindro infinito, com encolhimento em R , por exemplo, para uma simulação considerando $Bi_R > 100$, seria obtida $D_{AB} = 0,472 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h} = 13,11 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, que é muito menor que $D_{AB} = 31,56 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ da Eq.(5.5). Nota-se da Eq.(5.5) que $\mu^2 = (1,536)^2 = 2,358$, $(M_A - 21,86)/(41,38 - 21,86) = 0,987 \exp\{-2,358(0,1136 \cdot 10^{-4})t/R^2\}$, mas para $Bi_M > 100$, resulta que $\mu^2 = 5,783$ e a Eq.(5.7) $(M_A - 21,86)/(49,12 - 21,86) = 0,692 \exp\{-5,783(0,472 \cdot 10^{-5})t/R^2\}$, e mesmo com fatores pré-exponenciais diferentes, 0,987 e 0,692, e diferentes M_{A0} , 41,38 e 49,12, os ajustes em M_A por ambas equações é similar, porque $R^2 y y(x) = 0,991$ para a Eq.(5.5) e $R^2 y y(x) = 0,990$ para a Eq.(5.7). Com todas estas considerações é possível comparar diretamente o termo exponencial, ou seja, da Eq.(5.5) ele é $2,358(0,1136 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h})$ e portanto é esperável que para um fator 5,783 da Eq.(5.7) se obtenha uma difusividade de aproximadamente $5,783 D_{AB}(\text{m}^2/\text{h}) = 2,358(0,1136 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h})$, ou seja, $D_{AB} = 0,471 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h} = 13,07 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ que é quase coincidente com o valor encontrado na Eq.(5.7) $D_{AB} = 0,472 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h} = 13,11 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, mas que é muito menor que $D_{AB} = 31,56 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$.

Outra observação a destacar é que possivelmente a situação analisada na presente tese, para cilindro infinito, se aproxima mais de um número de Biot da ordem de $Bi_R = 1,7$ ou $Bi_R = 1,82$ que de um $Bi_R > 100$, ou seja, de um número de Biot tendendo a infinito. Ou seja, no processo de difusão de matéria existe resistência interna e externa, porque o número de Biot é de aproximadamente $Bi_R = 1,7$ ou $Bi_R = 1,82$, para cilindro infinito.

Da Tabela (5.2), para banana com umidade inicial $Mu(b.u) = 78,03 \%$, se obtém calor específico inicial $C_p = 3.632,6 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$, densidade inicial $\rho = 926,2 \text{ kg/m}^3$ e condutividade térmica inicial $k = 0,486 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$. Destes valores se obtém a difusividade térmica $\alpha = k/(\rho C_p) = (0,486 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1})/\{(926,2 \text{ kg/m}^3)(3.632,6 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1})\} = 1,44 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$. A ordem de magnitude da difusividade molecular calculada para $Bi_M \neq \infty$ é de $D_{AB} = 30 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e se comparada com a difusividade térmica $\alpha = k/(\rho C_p) = 1,44 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, no início do processo de secagem, se conclui que o número de Luikov $Lu = D_{AB}/\alpha$ é da ordem de $Lu = 30 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s} / (1,44 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}) = 0,0208 = 1/38 \ll 1$, ou seja, a difusão de matéria (água) é um processo muito mais lento que a difusão de calor no interior de banana; quando se analisam os dados de secagem em coluna estática da presente tese.

5.3.3-3 Cilindro finito, com encolhimento em R e em 2L, ar a 60 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$

Nesta seção deveria ser empregado um procedimento similar ao da *seção* anterior, introduzindo a contribuição no raio de um cilindro infinito multiplicado pela contribuição na espessura de uma placa (2L), para produzir o cilindro finito. Mas este procedimento é realizado de forma simplificada e de outra maneira, devido a dificuldades para introduzir a quantidade de algarismos pela limitação do programa Lab Fit (Silva e Silva, 2003), que só aceita a introdução de 94 algarismos, para digitar equações para fazer a regressão, como já foi citado.

Ou seja, o procedimento para esta seção deveria basear-se em dois números de Biot; o primeiro relacionado a cilindro infinito, Bi_R , e outro com uma placa, Bi_L . Para cilindro infinito, ou seja, a contribuição no raio, dado por $Bi_R > 2$, como já foi visto autovalor $\mu_{1R} = 2,4048 Bi_R / (1,03 + Bi_R)$ e parâmetro $B_{1R} = 4(1,03 + Bi_R)^4 / \{(2,4048 Bi_R)^2 [2,4048^2 + (1,03 + Bi_R)^2]\}$.

Para uma placa podem ser usadas as seguintes equações para calcular o primeiro autovalor μ_{1L} , as quais foram propostas por Schwartzberg (1981), para condição de contorno convectiva:

$$\mu_1 = \sqrt{\frac{Bi}{1+0,34 Bi}} \quad \text{Para } Bi < 2,5 \quad (5.8)$$

$$\mu_1 = \frac{(\pi/2) Bi}{(0,99 + Bi)} \quad \text{Para } Bi > 2,5 \quad (5.9)$$

As faixas de número de Biot originalmente apresentadas por Schwartzberg (1981), para as Eqs.(5.8) e (5.9) são, respectivamente, $Bi < 3$ e $Bi > 5$. A Eq.(5.8) e (5.9), respectivamente, em geral apresenta desvio $< |1,8 \text{ \%}|$ no cálculo do primeiro autovalor, μ_1 , em relação ao avaliado pela equação exata, $\mu \cdot \tan(\mu) = Bi$, tanto para $Bi < 2,5$ como para $Bi > 2,5$, respectivamente. Quando o número de $Bi = 0$ é recuperado o primeiro autovalor $\mu_1 = 0$ pela equação exata, $\mu \cdot \tan(\mu) = Bi$. Quando o número de $Bi \rightarrow \infty$ é recuperado o valor $\mu_1 = \pi/2$ pela citada equação exata.

Supondo que Biot $Bi_L > 2,5$ da Eq.(5.9) $\mu_{1L} = (\pi/2) Bi_L / (0,99 + Bi_L)$ e o parâmetro $B_{1L} = (8/\pi^2)(0,99 + Bi_L)^3 / \{(0,99 + Bi_L)(Bi_L + Bi_L^2) + (\pi/2)^2 Bi_L^2\}$. Multiplicando o primeiro termo da equação para cilindro infinito pelo primeiro da equação correspondente para placa, seria obtida a equação geral para calcular a difusividade em dos parâmetros, $X1 = t$, $X2 = R$, $X3 = L$ e $Y = M_A$, incluindo como parâmetros *livres* Bi_R , Bi_L , D_{AB} e $M_{A\infty}$. Mas com este procedimento superaria os 94 algarismos e não seria possível digitar a equação resultante pelo Lab Fit.

Para facilitar os cálculos e simplificar o procedimento anterior, é empregado o descrito a seguir. Considerando k_M coeficiente externo de transferência de igual valor tanto para a superfície lateral e como para as áreas finais de uma banana, considerando de uma de banana raio $R = 0,0135$ m, $Bi_M = Bi_R = k_MR/D_{AB} = 1,82$ encontrado na *seção* anterior, se pode calcular o valor do Biot $Bi_L = k_M L/D_{AB}$, para a placa de comprimento $2L = 0,10$ m, com $L = 0,05$ m. Ou seja, $Bi_L = Bi_R \{k_M(0,05 \text{ m})/D_{AB}\} / \{k_M(0,0135 \text{ m})/D_{AB}\} = 1,82(0,05/0,0135) = 6,74$. Usando $Bi_L = 6,74$, da Eq.(5.9) resulta $\mu_{1L} = 1,37 = (\pi/2) Bi_L / (0,99 + Bi_L)$ e o parâmetro $B_{1L} = 0,727 = (8/\pi^2)(0,99 + Bi_L)^3 / \{(0,99 + Bi_L)(Bi_L + Bi_L^2) + (\pi/2)^2 Bi_L^2\}$. Multiplicando o primeiro termo da série para cilindro infinito pelo primeiro para placa, com parâmetros, $X1 = t/R^2$, $X2 = t/L^2$ e $Y = M_A$, incluindo como parâmetros *livres* D_{AB} , M_{A0} e $M_{A\infty}$, se obtém após correlacionar os dados da Tabela (5.7):

$$\frac{M_A - 20,10}{49,73 - 20,10} = 0,987(0,727) \exp\left\{-D_{AB}\left(\frac{1,536^2 t}{R^2} + \frac{1,37^2 t}{L^2}\right)\right\} = 0,718 \exp\{-0,8629 \cdot 10^{-5}(2,359X1 + 1,877X2)\} \quad (5.10)$$

Na Eq.(5.10) as variáveis são $X1 = t/R^2$, $X2 = t/L^2$ e $Y = M_A$, e os parâmetros são $M_{A0} = 49,73$, $M_{A\infty} = 20,10$ g, $Bi_R = 1,82$, $Bi_L = 6,74$, $D_{AB} = 0,8759 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h} = 24,33 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $R^2yy(x) = 0,999$; como é apresentado na Fig.(5.7). Este valor de difusividade $D_{AB} = 24,33 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a 60°C da presente tese, com encolhimento em R e em 2L, é similar à $D_{AB} = 25,87 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a $60,2^\circ\text{C}$, obtida por Lima (1999) pelo modelo (II), para condição de contorno convectiva e Biot $Bi = k_M L/D_{AB} = 3,75$ para um sólido esferoidal prolato. Também é similar à $D_{AB} = 25,90 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a $60,5^\circ\text{C}$, obtida por Lima (1999) pelo modelo (II), para condição de contorno convectiva e Biot $Bi = k_M L/D_{AB} = 4,27$. Nota-se que este valor de $Bi = 3,75$ é quase a média aritmética para a dimensão radial $Bi_R = 1,82$ e longitudinal $Bi_L = 6,74$, ou seja, $Bi_M = (1,82 + 6,74)/2 = 4,28$, que é quase coincidente com $Bi = 4,27$ de Lima (1999) a $60,5^\circ\text{C}$.

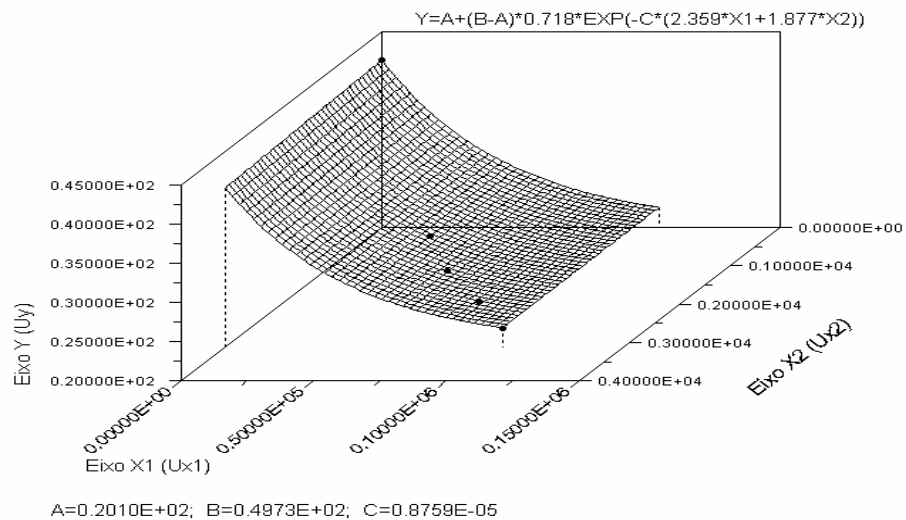


Fig.5.7. Massa de água em uma banana $Y = M_A$ versus $X1 = t/R^2$ e $X2 = t/L^2$ e parâmetros $A = M_{A\infty}$, $B = M_{A0}$, $C = D_{AB}$, pela Eq.(5.17), com encolhimento em R e em 2L, ar a 60°C e Biot $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$.

Isto fica evidente agora, pois o valor $L = (L_2^2 - L_1^2)^{0.5} = 0,05695$ m, da Tabela (5.2), para o teste (4), usando os valores de $L_2 = 0,05897$ m e $L_1 = 0,01530$ m. Como na presente tese $L_C = 0,05$ m, resulta da Eq.(5.7), que $L_{1C} = 0,01530(0,05)/0,05695 = 0,01343$ m. Nota-se que o valor L_{1C} é similar ao raio médio inicial de bananas usadas na presente tese, $R = 0,0135$ m.

Se fosse usada uma definição de um comprimento equivalente, L_{EQ} , para a forma cilíndrica de bananas usadas na presente tese, similar à para um sólido prolato, se teria: $L_{EQ} = (L^2 - R^2)^{0.5} = \{(0,05 \text{ m})^2 - (0,0135 \text{ m})^2\}^{0.5} = 0,048$ m e com isto resultaria um número de Biot equivalente $Bi_{EQ} = 3,75(0,048)/0,05695 = 3,61$. Se a base fosse o Biot baseado no raio $Bi_R = 1,82$ então $Bi_{EQ} = 1,82(0,0481)/0,0135 = 6,49$. A média entre esses dois últimos números de Biot dá $Bi_M = (3,61 + 6,49)/2 = 5,05$ etc.

A difusividade $D_{AB} = 24,33 \cdot 10^{-10}$ m²/s a 60 °C da presente tese, com encolhimento em R e em 2L, com $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$, é menor que $D_{AB} = 26,410^{-10}$ m²/s a 60 °C da Eq.(5.1) da presente tese, sem encolhimento e Biot genérico $Bi_R = 1,70$. Também é menor que $D_{AB} = 31,5610^{-10}$ m²/s para encolhimento somente em R, dado pela Eq.(5.5) e $Bi_M = 1,82$; o que está de acordo com o previsto na teoria.

5.3.3-4. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 1,53$, para a simulação do teste 4 realizada por Lima (1999)

São realizados dois tipos de cálculos a seguir. Nesta *seção* é considerado que não houve encolhimento de uma banana analisada por Lima (1999), para o teste (4) de secagem e na próxima *seção*, é admitido que houve encolhimento.

A partir das discussões realizadas antes, a seguir é analisado o teste (4) de secagem, que foi simulado considerando a banana como esferoidal prolato. Mas na simulação apresentada a seguir se considera a banana como um cilindro infinito, deixando o Biot como parâmetro *livre*, para verificar sua ordem de magnitude e compará-lo com o Biot calculado por Lima (1999).

São usados alguns dados experimentais de Queiroz (1994), algumas equações e dados apresentados por Lima (1999) e também por Lima, Queiroz e Nebra (2002), alguns deles reproduzidos nas Tabelas (5.4) e (5.5).

Como estão disponíveis dados experimentais de massa de água M_A *versus* t , usados por Lima (1999), somente em forma de gráficos, como na Fig.(4.62), na página 160 do seu trabalho, se partiu de uma equação disponível na mencionada figura, a qual retrata quase fielmente os dados experimentais empregados por ele, para ar de secagem a $60,2$ °C e umidade relativa de $UR = 19,9$ %.

Para a equação apresentada por Lima (1999, p.160) na Fig.(4.62), foram fornecidas umidades em base seca, $U_A(b.s)$ e outros parâmetros que são reproduzidos na Tabela (5.4) da presente tese. Por exemplo, a umidade inicial e de equilíbrio em base seca são, respectivamente, $U_{A0} = 2,96 = M_{A0}/M_S$, $U_{Ae} = 0,0426 = U_{A\infty}$. Usando como base centesimal $M_{A0} + M_S = 100$ e como $U_{A0} = 2,96 = M_{A0}/M_S$, resultam que $M_{A0} = 74,75$ e $M_S = 25,25$ e, ou seja, essa banana contém aproximadamente $\mu = 74,75$ % de água. Com a mesma base $M_{A0} + M_S = 100$, como $U_{Ae} = 0,0426 = U_{A\infty} = M_{A\infty}/M_S = M_{A\infty}/25,25$ resulta $M_{A\infty} = 10,757$ g.

Para encontrar a massa real existente em uma banana, para o teste 4, se pode partir do seu volume e da densidade, ou seja, $M_{A0} + M_S = \rho V$. Da Tabela (5.4) $L_2 = 0,05897$ m e $L_1 = 0,01530$ m e o volume de uma banana, considerada como sólido prolato (Lima, 1999, p.89) é $V = (4/3)\pi L_1^2 L_2 = (4/3)\pi(0,01530 \text{ m})^2(0,05897 \text{ m}) = 57,8210^{-6} \text{ m}^3$. Este volume é similar ao apresentado na Tabela (5.4) $V = 57,83 \text{ cm}^3 =$ Usando uma densidade $\rho = 980 \text{ kg/m}^3$, se obtém que uma banana tem massa $M = M_{A0} + M_S = (980 \text{ g/m}^3)57,8210^{-6} \text{ m}^3 = 56,66$ g, com $M_{A0} = 0,7475(56,66 \text{ g}) = 42,36$ g e $M_S = (56,66 - 42,36)\text{g} = 14,31$ g e, além disto, como $U_{Ae} = 0,0426 = U_{A\infty} = M_{A\infty}/14,31$ g, então $M_{A\infty} = 0,61$ g. Portanto a equação apresentada por Lima (1999) é similar à Eq.(5.18), porque uma equação pode ser transformada na outra, multiplicando o numerador e o denominador por M_S , ou seja, $(U_A - U_{Ae})/(U_{A0} - U_{Ae}) = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$:

$$\frac{M_A - 0,61\text{g}}{42,36\text{g} - 0,61\text{g}} = 1,5988845\exp(-0,077787 t) - 0,2887315\exp(-0,0935546 t) - 0,3137324\exp(-0,0680589 t) \quad (5.11)$$

Na Eq.(5.11) aparecem muitas casas decimais e foram apresentadas por Lima (1999), as quais não representam precisão experimental dos dados, mas simplesmente números para melhorarem a precisão de cálculo.

A Eq.(5.11) foi usada para gerar $Y = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$ *versus* $X = t(\text{h})$, para a faixa de tempo usada $0 < t(\text{h}) < 35,3$, como está destacado na Tabela (5.4). Foram gerados 36 pontos de Y *versus* t , apresentados na Fig.(5.8), os quais foram correlacionados pela Eq.(5.12), a seguir, para obter simultaneamente a difusividade D_{AB} e o número de Biot Bi_R ,

considerando que a banana é um cilindro infinito, mas que foi simulada por Lima (1999), como sendo um sólido esferoidal prolato.

Supondo que o número de Biot $Bi_R > 2$, $\mu_1 = 2,4048 Bi_M / (1,03 + Bi_M)$ e $B_1 = 4(1,03 + Bi_M)^4 / \{(2,4048 Bi_M)^2 [2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2]\}$. Substituindo estes parâmetros na Eq.(3.19), incluindo Bi_R como parâmetro livre, se obtém após correlacionar os dados gerados de M_A versus t da Eq.(5.11), para banana do teste (4) simulado por Lima (1999), de raio inicial $L_1 \cong R = 0,01530$ m, sem considerar encolhimento:

$$\frac{M_A - 0,61g}{42,36g - 0,61g} = \frac{4(1,03 + Bi_M)^4}{(2,4048 Bi_M)^2 \{2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2\}} \exp \left\{ - \left(\frac{2,4048 Bi_M}{1,03 + Bi_M} \right)^2 (0,8577 \cdot 10^{-5}) \frac{t}{0,0153^2} \right\} = \quad (5.12)$$

$$= 1,028 \exp \left\{ - (1,438)^2 (0,8577 \cdot 10^{-5}) \frac{t}{0,0153^2} \right\}$$

Na Eq.(5.12) as variáveis são $X = t$ e $Y = (M_A - M_{A\infty}) / (M_{A0} - M_{A\infty})$ e os parâmetros $D_{AB} = 0,8577 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h} = 23,83 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $R^2_{yy(x)} = 0,999$, resultando no Biot genérico $Bi_R = 1,53$; como é apresentado na Fig.(5.8). A difusividade $D_{AB} = 23,83 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, a $60,2 \text{ }^\circ\text{C}$, calculada pela Eq.(5.19), é similar à difusividade $D_{AB} = 25,8710^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a $60,2 \text{ }^\circ\text{C}$, obtida por Lima (1999) pelo modelo (II), para condição de contorno convectiva e $Bi = 3,75$, avaliado ele, baseado em um sólido esferoidal prolato.

Se for calculado Biot baseado no comprimento característico de um sólido esferoidal prolato, com $L = (L_2^2 - L_1^2)^{0,5}$ avaliado a partir da Tabela (5.4), usando $Bi_R = 1,53$ avaliado pela Eq.(5.12) e fazendo a correção $Bi_L = Bi_R L_1 / L = 1,53(0,056958 \text{ m}) / 0,01530 \text{ m} = 5,70$. Usando a equação $Bi = k_M L_1 / D_{AB}$, com os dados $D_{AB} = 23,83 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, $Bi = 5,6958 \cong 5,70$ e $L = 0,056958 \text{ m}$, resulta $k_M = 23,83 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, que difere em 39,9 % do valor encontrado por Lima (1999), $k_M = 17,03 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, para o modelo (II), com condição de contorno convectiva.

O coeficiente $k_M = 23,83 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, avaliado nesta tese sem considerar o encolhimento para $Bi_M = 1,53$, é similar ao valor encontrado para o modelo (III) $k_M = 22,3 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, com condição de contorno convectiva e encolhimento, como é apresentado na Tabela (5.5). Nestas condições, para o modelo (III) a difusividade é $D_{AB} = 7,25 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e o número de Biot no início e no final do processo são, respectivamente, $Bi = 17,52$ e $Bi = 11,14$; para o sólido esferoidal prolato, como calculado e apresentado na Tabela (5.5).

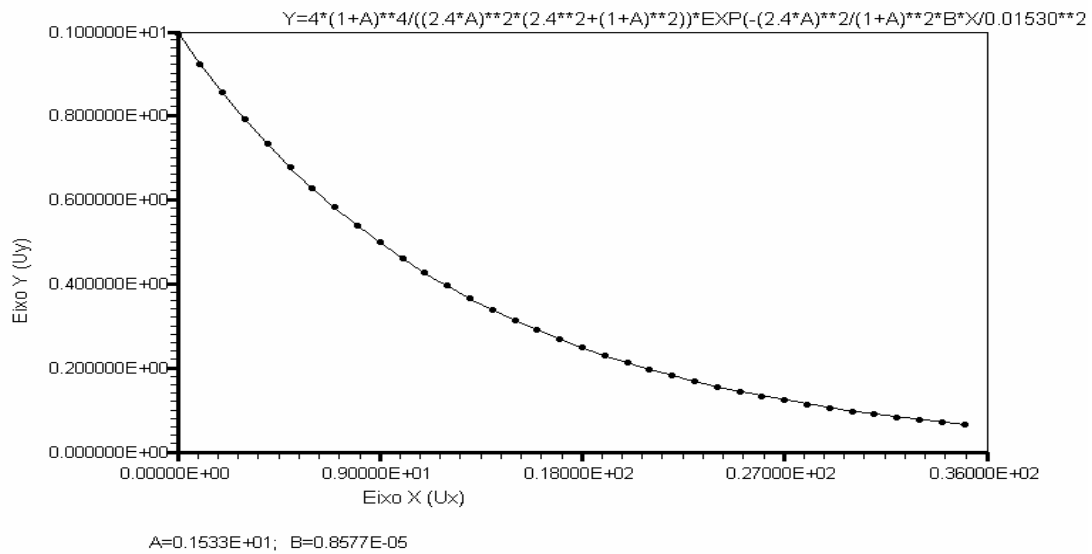


Fig.5.8. Massa adimensional de água em uma banana $Y = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$ versus $X = t$, obtidos da equação apresentada na Fig.(4.62) de Lima (1999, p.160), ar a 60,2 °C e cálculos realizados através do Lab Fit pela Eq.(5.12), sem encolhimento, resultando em Biot genérico $A = Bi_M = 1,53$ e $B = D_{AB}$.

Dos dois últimos parágrafos se conclui que foi obtida uma boa concordância entre a difusividade avaliada na presente tese e a calculada por Lima (1999), respectivamente, $D_{AB} = 23,83 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $D_{AB} = 25,8710^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a 60,2 °C e o modelo (II), com condição de contorno convectiva. Mas não houve boa concordância entre os valores respectivos para o coeficiente externo de transferência de matéria $k_M = 23,83 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$ e $k_M = 17,03 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$. Ou seja, a resistência interna à transferência de matéria, $1/D_{AB}$, calculada nesta tese e a calculada por Lima (1999) pelo modelo (II) são similares, mas a resistência externa à transferência de matéria, $1/k_M$, difere muito entre os dois modelos. Talvez o fato de não ter sido considerado o encolhimento tenha afetado muito o valor do coeficiente de transferência externa de matéria k_M . Na próxima seção é considerado o encolhimento em R e se observa uma melhor concordância entre o valor calculado de k_M pela presente tese e o valor obtido por Lima (1999).

Foram realizados procedimentos similares aos para obter a Eq.(5.12), para todos os outros cinco testes que foram simulados por Lima (1999) e cujos gráficos e equações são

apresentadas da página 159 à página 161 da sua tese. Os resultados foram os seguintes a 29,9 °C, os valores calculados são $D_{AB} = 6,997 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $Bi_R = 1,78$; a 39,9 °C, $D_{AB} = 8,28 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $Bi_R = 2,12$; a 49,9 °C, $D_{AB} = 16,49 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $Bi_R = 1,77$; a 60,5 °C, $D_{AB} = 24,09 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $Bi_R = 1,67$; a 68,4 °C, $D_{AB} = 31,05 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $Bi_R = 1,42$. Nota-se que o maior Biot é $Bi_R = 2,12$, ou seja, há tanto resistência interna como externa à transferência de matéria, de acordo com os cálculos da presente tese. De foram similar ao realizado antes, podem ser calculados os valores dos Bi_L correspondentes a um sólido esferoidal prolato.

A difusividade pode ser calculada pela Eq.(3.147) apresentada por Lima (1999, p.107), que para o modelo (II), para condição de contorno convectiva, resulta para T em Kelvin, na seguinte equação:

$$D_{AB} (\text{m}^2/\text{s}) = 263.214.956,779 \cdot 10^{-10} \exp\left(\frac{-5.399,435}{T}\right) \quad (5.13)$$

Usando Eq.(5.13) são obtidos os seguintes valores de difusividade a 29,9 °C, $D_{AB} = 4,81 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$; a 39,9 °C, $D_{AB} = 8,50 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$; a 49,9 °C, $D_{AB} = 14,51 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$; a 60,5 °C, $D_{AB} = 24,67 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$; a 68,4 °C, $D_{AB} = 35,87 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e a 60,2 °C, $D_{AB} = 24,31 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$. Estes valores de difusividade podem ser comparados com os obtidos por simulação na presente tese, os quais são apresentados antes da Eq.(5.13). Por outro lado, todos os valores calculados de D_{AB} , para as cinco temperaturas citadas antes e a 60,2 °C pela Eq.(5.13), são da mesma ordem de magnitude que os avaliados por Lima (1999), como pode ser constatado na Tabela (5.5), pelo modelo (II), para condição de contorno convectiva.

Se for calculado o Biot baseado em L, com $L = (L_1^2 - L_2^2)^{0,5}$ avaliado a partir da Tabela (5.4) e fazendo a correção $Bi_L = Bi_R L_1/L$, os resultados obtidos são respectivamente: a 29,9 °C, $Bi_L = 6,21$; a 39,9 °C, $Bi_L = 7,65$; a 49,9 °C, $Bi_L = 6,63$; a 60,5 °C, $Bi_L = 6,34$; a 68,4 °C, $Bi = 5,22$. E a faixa de Biot é $5,70 < Bi_L < 7,65$ a partir dos cálculos da presente tese e $3,28 < Bi < 9,53$ a partir dos cálculos realizados por Lima (1999), como pode ser constatado na Tabela (5.5), pelo modelo (II), para condição de contorno convectiva. Com esses números de Biot, Bi_L , e o de difusividade D_{AB} da presente tese, se pode avaliar os coeficientes k_M , para compará-los com os obtidos por Lima (1999) e que constam na Tabela (5.5).

Segundo Lima (1999, p.135), a validação do modelo (II) foi verificada por comparação dos resultados numéricos com os analíticos, obtidos da solução do problema de difusão em *esferas* com número de Biot finito, em particular $Bi = 1,0$, reportada por Luikov (1968).

Para Lima (1999, p.171), a consideração de uma condição de contorno convectiva na superfície do produto possibilita que o comportamento da secagem durante todo o processo seja representado fisicamente com maior realismo e precisão. No entanto, a banana sofre fortes variações dimensionais durante o processo e portanto os resultados obtidos para os coeficientes de difusão e convectivo, sem a consideração deste efeito, são valores efetivos, uma vez que englobam este e outros fenômenos (Lima, 1999, p. 171).

Segundo Lima (1999, p.209) os modelos (II) e (III) que usam condição de contorno convectiva, apresentaram excelente concordância com os dados experimentais, dando um forte indício de que a metodologia usada para estimar os coeficiente de transporte é satisfatória.

Por outro lado, Lima (1999, p.209) afirma que o modelo (III) que inclui os fenômenos convectivo e de encolhimento foi o mais realista fisicamente, fornecendo resultados mais confiáveis dos coeficientes de transporte, em virtude de incluir mais efeitos físicos que incidem diretamente na cinética de secagem da banana, apesar de o modelo (II) ter apresentado o menor erro relativo.

Embora a metodologia empregada na presente tese seja analítica e bem mais simples que a empregada por Lima (1999), dos resultados dos cálculos realizados *até este ponto desta tese*, obtidos simulando os dados apresentados por Lima (1999), se conclui que eles se adequam mais ao modelo (II) que ao modelo (III), principalmente para os valores calculados de difusividade D_{AB} que são consistentes com os valores apresentados por Lima (1999, p.196). Já na próxima *seção* a conclusão é diferente da anterior, ou seja, admitindo encolhimento do fruto, os resultados obtidos são bons e se adequam mais ao modelo (III), tanto para D_{AB} como par k_M . Como se nota no segundo parágrafo escrito antes, a conclusão de Lima (1999) é diferente da apresentada aqui, embora Lima (1999) admita que houve menor desvio nos cálculos usando o modelo (II) que usando o modelo (III); mas, mesmo assim, ele considera o modelo (III) *como um melhor modelo, porque foi o mais realista fisicamente, fornecendo resultados mais confiáveis dos coeficientes de transporte, em virtude de incluir mais efeitos físicos que incidem diretamente na cinética de secagem da banana.*

Podem-se considerar como muitos bons os últimos resultados dos cálculos na presente tese, porque a metodologia empregada é analítica e muito simples, mas que produziu resultados quase coincidentes com os obtidos por um método numérico que é muito mais difícil de implementar que o método analítico etc.

A metodologia da presente tese ainda não foi testada exhaustivamente, mas se pode inferir que do resultado obtido, possivelmente, a simulação do teste (4) de secagem de Lima

(1999), a 60,2 °C, deve ter um Biot equivalente de aproximadamente $Bi_R = 1,53$, que é similar aos Biot que foram simulados para o experimento da presente tese a 60 °C, que são $Bi_R = 1,70$ para cilindro infinito sem encolhimento; $Bi_R = 1,82$ para cilindro infinito com encolhimento em R e $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$ para cilindro finito com encolhimento em R e 2L, respectivamente. Esses números de Biot podem ser transformados para encontrar números de Biot equivalentes para um sólido esferoidal prolato.

Face ao já discutido antes neste *capítulo*, são empregados nos cálculos das próximas *seções* somente os resultados de difusividade correspondente aos números de Biot que foram incluídos como parâmetros *livres*, ou seja, $Bi_R = 1,70$, $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$, porque possivelmente representem melhor a realidade do experimento realizado e analisado na presente tese. Além disto, é dada preferência à simulação para cilindro infinito, ou seja, usando o *apêndice (A)*, em vez de calcular usando um modelo para cilindro finito; o que é justificável principalmente para diminuir a quantidade de cálculos a serem realizados.

5.3.3-5. Cilindro infinito, com encolhimento em R, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 3,30$, para a simulação para o teste (4) realizada por Lima (1999)

Recordando, o procedimento quando se considera o encolhimento no raio R de uma fruta foi descrito no *capítulo (3)*, supondo que se conhecem M_{A0} e $M_{A\infty}$, e com ele se pode calcular simultaneamente k_M e D_{AB} , é o apresentado a seguir:

- i) Se há encolhimento é adicionada uma equação relacionando o encolhimento em R no cilindro infinito *versus*, por exemplo, a concentração aquosa no fruto, como a Eq.(3.24).
- ii) As variáveis empregadas na Eq.(3.23) são $X = t/R^2$ *versus* $Y = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$.
- iii) Os parâmetros *livres* calculados são Bi_M e D_{AB} .
- iv) O Biot $Bi_M = k_MR/D$, dado pela Eq.(3.12), é para um cilindro infinito e, a partir dele, se calcula Biot Bi correspondente para um sólido esferoidal prolato, $Bi = k_M L/D_{AB}$.
- v) Como o raio R diminui durante a secagem, se pode empregar um raio médio R_M entre $t_0 = 0$ e o final da secagem $t = t_f$. E dele se calcula L_0 em $t_0 = 0$, Bi_0 , D_{AB} e k_{M0} , para um sólido esferoidal prolato.

- vi) A partir do raio médio R_M e de L_f em $t = t_f$, se calcula Bi_f , L_f e D_{AB} e k_{Mf} para o final do processo, para um sólido esferoidal prolato.

O procedimento descrito antes é usado nos cálculos apresentados a seguir. Na Tabela (5.8), qual foi obtida da página 179, da Tabela (4.6) da tese de Lima (1999), são apresentados dados de encolhimento de banana para as condições experimentais da Tabela (5.4). Na Tabela (5.8) são apresentados dados para o início e o final do processo de secagem, tanto de área superficial de uma banana, $S = A$, como de seu volume, V , assim como de suas dimensões L_1 e L_2 , além do coeficiente adimensional de encolhimento $\bar{\beta}$. O coeficiente de encolhimento está associado com a modificação máxima de volume sofrida por um sólido durante o fenômeno de difusão. Por exemplo, se $\bar{\beta} = 0,30$ significa que seu volume no final do processo, quando ele chega à sua umidade de equilíbrio, será exatamente 70 % do seu valor inicial.

Tabela 5.8. Dados de dimensões de uma banana durante a sua secagem e coeficiente adimensional de encolhimento (Lima, 1999).

T e s t e	Dados do ar			Início do processo de secagem				Final do processo de secagem				$\bar{\beta}$
	T_a (°C)	UR (%)	v_{ar} (m/s)	L_1 (cm)	L_2 (cm)	V (cm ³)	S (cm ²)	L_1 (cm)	L_2 (cm)	V (cm ³)	S (cm ²)	
	1	29,9	35,7	0,38	1,613	5,8562	63,822	96,099	0,8614	3,1274	9,720	
2	39,9	19,3	0,33	1,569	5,8784	60,616	93,676	0,9457	3,544	13,275	34,035	0,8345
3	49,9	19,2	0,37	1,522	5,9016	57,265	91,074	0,9001	3,4903	11,846	31,856	0,8475
4	60,2	19,9	0,36	1,53	5,8977	57,830	91,518	0,9729	3,7503	14,869	37,006	0,7844
5	60,5	10,7	0,35	1,506	5,9095	56,142	90,184	0,9481	3,7205	14,010	35,746	0,8117
6	68,4	7,3	0,39	1,545	5,8903	58,896	92,349	0,9915	3,7800	15,565	38,032	0,7899

A partir do teste (4) da Tabela (5.8) se correlaciona o raio de uma fruta R versus M_A pela Eq.(3.24). Usando os dados desde $t_0 = 0$ h até $t_f = 35,3$ h, para o processo de secagem simulado por Lima (1999, p.179), se obtêm, respectivamente, para o início e final do processo, como primeira aproximação que $R_0 \cong L_{10} = 0,01530$ m e $R_f \cong L_{1f} = 0,009729$ m.

Já foi avaliada a massa $M_{A0} = 42,36$ g e como no final da secagem da Tabela (5.4) se tem que $U_f = 0,25 = M_{Af}/M_S$ e $M_S = 14,31$ g, resultando que $M_{Af} = 3,5775$ g. Com esses valores substituídos na Eq.(3.24), ou seja, R_0 , R_f , M_{A0} e M_f , se obtêm os coeficientes (a) e (b),

que correlacionam R versus M_A , cujo resultado é apresentado na equação seguinte, que fornece o encolhimento na dimensão $R = L_1$ versus M_A , para $R_0 = 0,01530$ m:

$$R = R_0 - \frac{(R_0 - R_f)}{(M_{A0} - M_{Af})} M_{A0} + \frac{(R_0 - R_f)}{(M_{A0} - M_{Af})} M_A = R_0 - \frac{(R_0 - R_f)}{(M_{A0} - M_{Af})} (M_{A0} - M_A) = R_0 - 0,00014365(42,36 - M_A) \quad (5.14)$$

Para $t_0 = 0$ h, como $M_{A0} = 42,36$ g, se obtém da Eq.(5.14) que $R = R_0$ e para $t_f = 35,3$ h o valor obtido é $R_f = L_{1f} = 0,009684$ m; que comparado com $R_f \cong L_{1f} = 0,009729$ m, da Tabela (5.8), dá um desvio de $-0,46$ %. Uma equação similar à Eq.(5.14) pode se obtida para o encolhimento no comprimento L_2 .

Nota-se na Eq.(5.14) que o raio encolhe em função da diminuição da massa de água na fruta. Os valores de M_A da Eq.(5.14) podem ser experimentais ou então podem ser obtidos por equações gerais como a Eq.(5.11). Ou seja, a partir de dados de M_A experimentais ou gerados pela Eq.(5.11) se pode verificar o encolhimento em R , empregando uma equação como a Eq.(5.14) ou (3.24).

A partir a Eq.(5.11) são gerados pontos de $t_0 = 0$ h até $t_f = 35,3$ h, que representa a faixa do experimento de secagem do teste (4), obtendo M_A versus t ; os quais são apresentados na Tabela (5.9). Esses valores de M_A são substituídos no raio R da Eq.(5.14); cujos valores calculados são mostrados na Tabela (5.9).

São correlacionados os valores citados antes através da Eq.(3.23), usando as variáveis $Y = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$ versus $X = t/R^2$, onde aparecem os parâmetros M_A e R . Um resumo desses cálculos é apresentado na Tabela (5.9). Por exemplo, na coluna (2) da Tabela (5.9) aparece a Eq.(5.11), que representa o segundo membro ou o lado direito da Eq.(5.11).

Para uma banana do teste (4), através do programa de regressão não linear, Lab Fit de Silva e Silva (2003), deixando como parâmetros livres Bi_R e D_{AB} , usando as citadas variáveis $Y = (M_A - M_{A\infty})/(M_{A0} - M_{A\infty})$ versus $X = t/R^2$, ou seja, as colunas (4) e (5) da Tabela (5.9), resulta para encolhimento em R :

$$\begin{aligned} \frac{M_A - 0,61 \text{ g}}{42,36 \text{ g} - 0,61 \text{ g}} &= \frac{4(1,03 + Bi_M)^4}{(2,4048 Bi_M)^2 \{2,4048^2 + (1,03 + Bi_M)^2\}} \exp\left\{-\left(\frac{2,4048 Bi_M}{1,03 + Bi_M}\right)^2 \frac{D_{AB} t}{R^2}\right\} \\ &= 0,910 \exp\left\{-(1,833)^2 (0,2510^{-5}) \frac{t}{R^2}\right\} \end{aligned} \quad (5.15)$$

Tabela 5.9. Parâmetros usados nos cálculos para o teste (4) de secagem, quando há encolhimento do raio de uma banana.

t(h)	$M_A = M_{A\infty} + (M_{A0} - M_{A\infty}) \cdot \{\text{Segundo membro da Eq. (5.11)}\}$ $M_{A(g)} = 0,61g + (42,36g - 0,61g) \cdot \{\text{Segundo membro da Eq. (5.11)}\}$ Eq.(5.11)	R(m) Eq.(5.14)	$X = \frac{t}{R^2}$ Coluna (1) e Eq.(5.14)	$Y = \frac{M_A - M_{A\infty}}{M_{A0} - M_{A\infty}}$ Eq.(5.11)
0,0	42,21	0,01528	0,000	0,996
1,0	39,15	0,01484	4541,200	0,923
2,0	36,32	0,01443	9602,465	0,855
3,0	33,69	0,01405	15188,803	0,792
4,0	31,25	0,01370	21301,071	0,734
5,0	28,98	0,01338	27936,040	0,680
6,0	26,88	0,01308	35086,556	0,629
7,0	24,94	0,01280	42741,771	0,583
8,0	23,14	0,01254	50887,439	0,540
9,0	21,46	0,01230	59506,268	0,499
10,0	19,91	0,01208	68578,311	0,462
11,0	18,48	0,01187	78081,377	0,428
12,0	17,15	0,01168	87991,460	0,396
13,0	15,91	0,01150	98283,168	0,367
14,0	14,77	0,01134	108930,135	0,339
15,0	13,71	0,01118	119905,417	0,314
16,0	12,73	0,01104	131181,863	0,290
17,0	11,82	0,01091	142732,444	0,269
18,0	10,98	0,01079	154530,553	0,248
19,0	10,20	0,01068	166550,261	0,230
20,0	9,48	0,01058	178766,535	0,213
21,0	8,82	0,01048	191155,414	0,197
22,0	8,20	0,01039	203694,150	0,182
23,0	7,63	0,01031	216361,311	0,168
24,0	7,10	0,01023	229136,855	0,155
25,0	6,61	0,01016	242002,168	0,144
26,0	6,15	0,01010	254940,083	0,133
27,0	5,73	0,01004	267934,872	0,123
28,0	5,34	0,00998	280972,225	0,113
29,0	4,99	0,00993	294039,206	0,105
30,0	4,65	0,00988	307124,205	0,097
31,0	4,35	0,00984	320216,871	0,089
32,0	4,06	0,00980	333308,048	0,083
33,0	3,80	0,00976	346389,700	0,076
34,0	3,56	0,00973	359454,833	0,071
35,0	3,33	0,00969	372497,422	0,065
35,3	3,27	0,00968	376405,013	0,064

Os parâmetros obtidos da Eq.(5.15) são $D_{AB} = 0,25 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h} = 6,94 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $R^2yy(x) = 0,987$, o número genérico de Biot $Bi_R = 3,30$ e o primeiro autovalor, $\mu_1 = 1,833$; é calculado por $\mu_1 = 1,833 = 2,4048 Bi_M / (1,03 + Bi_M)$ ou pelo termo que está dentro do exponencial, cujos resultados são apresentados na Fig.(5.9). A difusividade, $D_{AB} = 6,94 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, calculada antes difere em -4,3 % da difusividade, $D_{AB} = 7,25 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, calculada por Lima (1999) para secagem em ar a 60,2 °C e reproduzida na Tabela (5.5), para o modelo (III) desenvolvido por Lima (1999), com condição de contorno convectiva e encolhimento de uma banana. O ajuste de M_A versus t , principalmente para $t \rightarrow 0$, na Eq.(5.15) não é tão bom como na Eq.(5.11), mas na Eq.(5.11) são empregados três termos e na Eq.(5.15) somente um. Mesmo assim o ajusta da difusividade foi bom.

Phoungchandang e Woods (2000) apresentam difusividade de banana $D_{AB} = 7,00 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a 59,4 °C e ar a 0,7 m/s, usando um método numérico. O valor apresentado está entre o calculado por Lima $D_{AB} = 7,25 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e o avaliado na presente tese $D_{AB} = 6,94 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$.

Como o raio R na Eq.(5.14) se modifica durante a secagem, pode ser usado uma média aritmética do raio entre $t_0 = 0 \text{ h}$ e $t_f = 35,3 \text{ h}$ ou o valor do raio R no tempo médio $t_{1/2} = t_f/2 = 35,3 \text{ h}/2 = 17,65 \text{ h}$, para representar o raio durante o processo durante a secagem. Partindo de $t = 17,65 \text{ h}$ se obtém da Eq.(5.14) que $R = 0,010834 \text{ m}$.

A partir do raio $R = 0,010834 \text{ m}$ a $t = 17,65 \text{ h}$ se calculam os números de Biot equivalentes para o início e o final do processo. Ou seja, para $Bi_M = 3,30$ o raio correspondente é $R = 0,010834 \text{ m}$. Se fosse feita uma correção simplificada no Biot originalmente calculado para cilindro infinito pela equação $Bi_M = k_M R / D_{AB}$, se pode calcular o Biot para um sólido esferoidal prolato por $Bi_M = k_M L / D_{AB}$. É necessário calcular o comprimento equivalente L , que para o início do processo se obtém da Tabela (5.8) para o teste (4) resulta em $R_0 \cong L_{10} = 0,01530 \text{ m}$ e $L_{20} = 0,058977 \text{ m}$, obtendo:

$$L_0 = \sqrt{(L_{20}^2 - L_{10}^2)} = \sqrt{(0,058977 \text{ m}^2 - 0,01530 \text{ m}^2)} = 0,056958 \text{ m} \quad (5.16)$$

O número de Biot de transferência de matéria, para um sólido esferoidal prolato, através da divisão das Eqs.(3.3) e (3.12), resulta:

$$Bi_0 = Bi_M \frac{L_0}{R_M} = 3,30 \left(\frac{0,056958}{0,010834} \right) = 17,35 \quad (5.17)$$

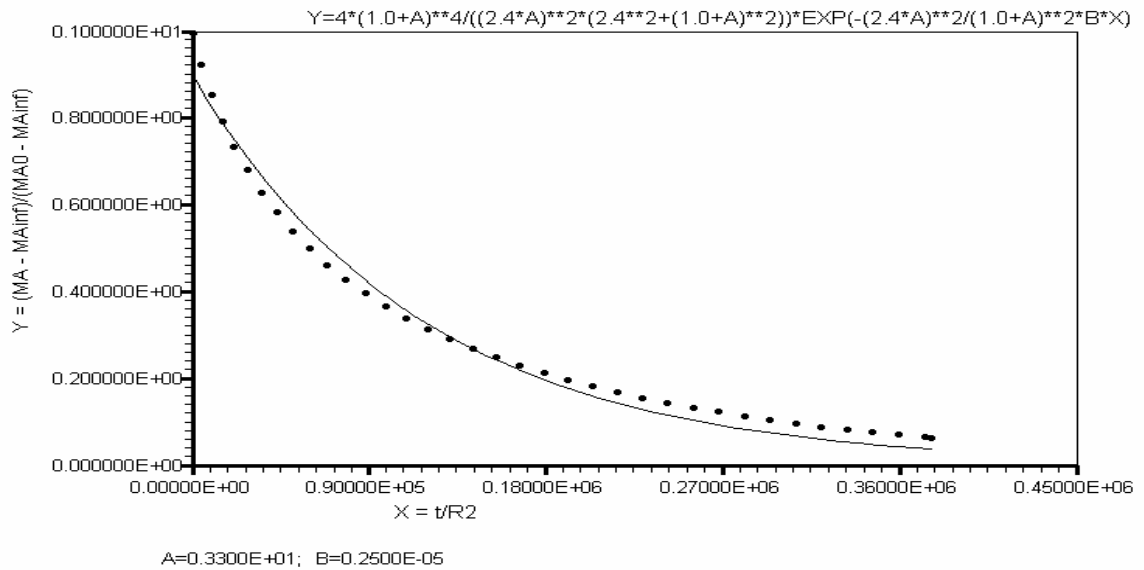


Fig.5.9. Massa adimensional de água em uma banana $Y = (M_A - M_{A\infty}) / (M_{A0} - M_{A\infty}) = (M_A - M_{Ainf}) / (M_{A0} - M_{Ainf})$ versus $X = t/R^2$, com ar a 60,2 °C, encolhimento no raio R, resultando em Biot $A = Bi_M = 3,30$ e $B = D_{AB}$.

O número de Biot $Bi_0 = 17,35$ difere em -0,97 % do Biot $Bi = 17,52$, obtido por Lima (1999), para ar a 60,2 °C e reproduzido na Tabela (5.5), para o modelo (III) que emprega condição de contorno convectiva e encolhimento. No modelo (III) de Lima (1999) foram considerados encolhimentos nas dimensões L_2 e L_1 , para um sólido esferoidal prolato e nos cálculos realizados antes foi admitido somente encolhimento em R, mas mesmo assim a concordância dos cálculos foi boa.

O mesmo realizado antes, pode ser feito para o final do processo, ou seja, para $t_f = 35,3$ h, da Tabela (5.8) se obtém $R_f \cong L_{1f} = 0,009729$ m e $L_{2f} = 0,037503$ m, resultando em $L_f = (L_{2f}^2 - L_{1f}^2)^{0,5} = 0,036219$ m e Biot $Bi_f = 3,30(0,036219/0,010834) = 11,03$ que difere em -0,99 % do Biot $Bi = 11,14$ obtido por Lima (1999).

Agora é possível avaliar os coeficientes externos de transferência de matéria k_M , tanto para o início como para o final da secagem. Usando a equação $Bi = k_M L_0 / D_{AB}$, com os dados $D_{AB} = 6,94 \cdot 10^{-10}$ m²/s, $Bi_0 = 17,35$ e $L_0 = 0,056958$ m, resulta no coeficiente $k_{M0} =$

$17,35(6,94 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s})/0,056958 \text{ m} = 21,14 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$. O valor de k_M avaliado por Lima (1999) para o teste (4), no início do processo, usando a equação $Bi = k_M L_0 / D_{AB}$, para $Bi_0 = 17,52$, $L_0 = 0,056958 \text{ m}$ e $D_{AB} = 7,25 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, obtidos da Tabela (5.8), resulta em $k_M = 22,30 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, que reproduzido na Tabela (5.10), para o modelo (III), par condição de contorno convectiva e encolhimento do fruto. O valor calculado neste trabalho de $k_{M0} = 21,14 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$ difere em $-5,2 \%$ de $k_M = 22,30 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, avaliado por Lima (1999) usando um método numérico. A Tabela (5.8) representa um resumo dos resultados calculados na presente tese e as simulações realizadas por Lima (1999) para os modelos (II) e (III).

Considerando que, para o final do processo, a difusividade permanece constante $D_{AB} = 6,94 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, $Bi_f = 11,03$ e $L_f = 0,036219 \text{ m}$, resultando em $k_{Mf} = 21,13 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$; que é similar ao valor $k_{M0} = 21,14 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, calculado antes e ao valor $k_M = 22,30 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, obtido por Lima (1999).

Dos últimos parágrafos se conclui que foi obtida boa concordância entre a difusividade avaliada pelo presente trabalho e a calculada por Lima (1999), que são, respectivamente, $D_{AB} = 6,94 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ e $D_{AB} = 7,25 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, para ar a $60,2 \text{ }^\circ\text{C}$. Como pode ser comprovado na Tabela (5.10), os cálculos na presente tese foram realizados considerando uma banana como um cilindro infinito e os cálculos de Lima (1999), para um sólido esferoidal prolato pelo modelo modelo (III), com condição de contorno convectiva e encolhimento do sólido prolato. E também houve boa concordância entre o coeficiente externo de transferência de matéria avaliado pelo modelo do presente trabalho $k_M = 21,1 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$ e $k_M = 22,3 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, obtido por Lima (1999).

Ou seja, a resistência interna à transferência de matéria, $1/(D_{AB}/L)$, assim como a resistência externa à transferência de matéria, $1/k_M$, respectivamente, calculada nesta tese e a avaliada por Lima (1999) pelo modelo (III) são quase coincidentes. Isto significa que o modelo apresentado aqui, mesmo sendo um modelo simplificado, *respondeu* de maneira similar à resultante da simulação de Lima (1999), usando um método numérico e empregando um modelo mais complexo que o discutido no presente trabalho.

Os resultados anteriores são muito importantes porque confirmam que considerando encolhimento na fruta, se obtém resultados similares tanto para a difusividade D_{AB} assim como para o coeficiente k_M e também para o número de Biot Bi , através de cálculos simplificados desta tese e por simulações realizadas por Lima (1999) com um método numérico. A partir dos dados de k_M e D_{AB} apresentados por ele e reproduzidos na Tabela (5.10), se conclui que ele considerou no modelo (III) que o coeficiente externo k_M como aproximadamente constante durante a secagem. Na realidade tanto o valor de k_M como o da

difusividade D_{AB} pode se modificar na secagem. Se nas simulações realizadas na presente tese fossem deixados como parâmetros *livres* tanto k_M como D_{AB} , em vez de usar que $Bi_M = k_M L / D_{AB}$, possivelmente sejam obtidos valores médios de D_{AB} e k_M diferentes dos calculados antes.

Tabela 5.10. Parâmetros obtidos de simulações realizadas por Lima (1999) e da presente tese.

Lima (1999)	Simulações realizadas por Lima (1999), usando métodos numéricos, para sólido esferoidal prolatado						Presente tese com modelo de cilindro infinito		
	Teste	T_a (°C)	$D_{AB} \cdot 10^{10}$ (m ² /s)	$k_M \cdot 10^8$ (m/s)	Bi_M (adim.)	$\alpha \cdot 10^7$ (m ² /s)	$D_{AB} \cdot 10^{10}$ (m ² /s)	$k_M \cdot 10^8$ (m/s)	Bi_M (adim.)
Modelo (II) – Condição de contorno convectiva	1	29,9	6,02	6,10	5,78	----	----	----	
	2	39,9	6,25	10,51	9,53	----	----	----	
	3	49,9	13,27	15,43	6,63	----	----	----	
	4	60,2	25,87	17,03	3,75	----	23,83	23,83	5,70
	5	60,5	25,90	19,38	4,27	----	----	----	
	6	68,4	34,28	19,76	3,28	----	----	----	
Modelo (III) – Condição de contorno convectiva + encolhimento	1	29,9	1,65	10,10	34,46 18,40	----	----	----	
	2	39,9	2,48	15,53	35,47 21,38	1,20	----	----	
	3	49,9	4,57	21,35	26,64 15,75	----	----	----	
	4	60,2	7,25	22,30	17,52 11,14	----	6,94	21,14 21,13	17,35 11,03
	5	60,5	7,30	26,15	20,47 12,89	----	----	----	
	6	68,4	8,63	26,56	17,49 11,23	----	----	----	

Se não fosse considerado o encolhimento no raio do fruto, seria obtida para uma difusividade $D_{AB} = 23,83 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ pelo modelo do presente trabalho, que é -7,8 % menor que $D_{AB} = 25,87 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, obtida por Lima (1999), para condição de contorno convectiva mas sem encolhimento, denominado modelo (II), cujos resultados são apresentados na Tabela (5.10). Mas o coeficiente $k_M = 23,83 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, avaliado nesta tese, difere em 39,9 % do $k_M = 17,03 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$, encontrado pelo modelo (II).

Dos resultados anteriores se conclui que tanto pelo modelo (II) como pelo modelo (III) de Lima (1999), se calcula D_{AB} que concorda bem com a difusividade calculada na presente tese, mesmo que com o modelo (III) a concordância é bem melhor. Mas não é boa a concordância entre o valor do coeficiente k_M avaliado pelo modelo (II) e o calculado no presente trabalho, mas é boa pelo modelo (III).

5.3.4. Tempo médio, energia e potência para aquecer o alimento considerado cilindro infinito de T_1 até T_2

Considerando a banana como um cilindro infinito, o tempo médio para que o alimento seja aquecido da temperatura inicial T_1 até a temperatura inicial de secagem $T_M = T_2$, pode ser calculado usando a Eq.(A.14), do *apêndice (A)*, para $Bi_C = h_{conv}R/k > 100$, a qual foi obtida da 2ª equação de Fourier.

São empregadas as seguintes propriedades, que estão listadas na Tabela (5.2), ou seja, raio inicial $R = 0,0135 \text{ m}$, calor específico inicial $C_p = 3.632,6 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$, densidade inicial $\rho = 926,2 \text{ kg/m}^3$, condutividade térmica inicial $k = 0,486 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$ e ar de secagem a $T_\infty = 60 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ e admite-se como primeira aproximação que $T_M - T_\infty = -0,1 \text{ }^\circ\text{C}$, ou $T_M = 59,9 \text{ }^\circ\text{C}$. O resultado, para um cilindro infinito, é:

$$t_{aquec} = \frac{\rho C_p R^2}{5,783k} \ln \left[\frac{0,692(T_1 - T_\infty)}{(T_M - T_\infty)} \right] = \frac{(926,2 \text{ kg/m}^3) 3.632,6 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1} (0,0135 \text{ m})^2}{5,783(0,486 \text{ Js}^{-1}\text{m}^{-1}\text{C}^{-1})} \ln \left[\frac{0,692(30-60)^\circ\text{C}}{-0,1^\circ\text{C}} \right] = 19,4 \text{ min} \quad (5.18)$$

Como foi previsto na teoria, se for considerado sem resistência externa à transferência de energia, ou seja, $Bi_C > 100$, o tempo de aquecimento de uma fatia delgada de alimento é da ordem de minutos, que aqui é $t_{aquec} = 19,4 \text{ min} = 0,32 \text{ h}$, para um cilindro

infinito. Para este pequeno tempo é quase desprezível a modificação das propriedades como k , ρ e C_p devido à perda de água da fruta.

Considerando a banana como um cilindro finito, o tempo t_{aquec} é calculado pela equação $t_{\text{aquec}} = \left\{ \rho C_p / [k(2,467/L^2 + 5,783/R^2)] \right\} \ln \{ 0,5607(T_1 - T_\infty) / (T_M - T_\infty) \}$, para $Bi_{CR} = h_{\text{conv}}R/k > 100$ e $Bi_{CL} = h_{\text{conv}}L/k > 100$. Empregando as propriedades mencionadas antes da Eq.(5.20) e além disto que o comprimento inicial da banana é $2L = 0,10$ m, o tempo $t_{\text{aquec}} = 18,1$ min = 0,30 h, para um cilindro finito. Este tempo é quase igual ao para um cilindro infinito, $t_{\text{aquec}} = 0,32$ h; o que confirma que a banana analisada nesta tese pode ser considerada, em uma primeira aproximação, como um cilindro infinito.

Não é possível comparar os valores calculados para t_{aquec} com os experimentais, porque na presente tese não foram acompanhados os perfis de temperatura da banana durante a secagem, para poder calcular a temperatura média T_M .

A energia gasta para aquecer a fatia de banana, da presente tese, de massa $M = M_A + M_S$, desde T_1 até a temperatura média de secagem, $T_2 = T_M$, é dada pela Eq.(A.15). A massa inicial de uma banana é $M_A + M_S = 212,11$ g/4 = 53,03 g, obtida da Tabela (5.2). Usando $T_M = 59,9$ °C, $T_1 = T_M = 30$ °C e $C_p = 3.632,6$ Jkg⁻¹°C⁻¹, resulta para um cilindro infinito:

$$\text{Energia para aquecer fruta (J)} = (M_A + M_S)C_p(T_M - T_1) = 0,05303 \text{ kg}(3.632,6 \text{ Jkg}^{-1}\text{°C}^{-1})(59,9 - 30)\text{°C} = 5.759,8 \text{ J} \quad (5.19)$$

Quando for usada energia solar para secar frutas, toda ou parte desta energia pode ser fornecida diretamente pelo Sol, o que representa uma grande economia de energia.

A potência mínima para aquecer o alimento de T_1 a T_M é calculada pela Eq.(A.16), ou seja, dividindo a Eq.(A.15) pela (A.14), resultando para um cilindro infinito:

$$\text{Potência para aquecer fruta (W)} = \frac{(M_A + M_S)C_p(T_M - T_1)}{t_{\text{aquec}}} = \frac{5.759,8 \text{ J}}{1.164,1 \text{ s}} = 4,9 \text{ W} \quad (5.20)$$

A potência necessária para aquecer uma fruta de 53,03 g é relativamente pequena.

5.3.5. Calor latente de vaporização da água no alimento

5.3.5-1. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60 °C e Biot genérico $Bi_R = 1,70$

Para calcular o calor latente de vaporização da água no alimento, L_{alim} , é empregado o seguinte procedimento:

- É selecionada a temperatura de 60 °C e é obtido de uma tabela de vapor o calor latente de vaporização da água pura a esta temperatura, $L_{água}$.
- É escolhido o Biot genérico $Bi_R = 1,70$ da Eq.(5.1), para cilindro infinito sem encolhimento.
- É calculada a derivada da massa de água da Eq.(5.1) em relação ao tempo, $\partial M_A/\partial t$, para usá-la na Eq.(A.17), $h_{conv}(T_{sup} - T_{\infty}) = L_{alim}(1/A)\partial M_A/\partial t$.
- É avaliado um parâmetro médio que é considerado como aproximadamente constante durante a secagem $\overline{h_{conv}(T_{sup} - T_{\infty})}$, devido a assumir que no início do processo o calor latente de vaporização da água $L_{água}$ é aproximadamente igual ao calor latente de vaporização da água no alimento L_{alim} .
- É substituído este parâmetro na Eq.(A.17), para avaliar o calor latente de vaporização do alimento, L_{alim} , obtendo valores de pontuais ou um valor médio para $L_{alim} > L_{água}$.

O calor latente de vaporização da água a 60 °C é $L_{água} = (2.609,6 - 251,13) \text{ kJ/kg} = 2.358,47 \text{ J/g} = 2.358.470 \text{ J/kg}$ (Heldman e Singh, 1981), que representa a diferença entre a energia do vapor saturado e do líquido saturado. Lima (1999) empregou para uma temperatura de 60,2 °C que $L_{água} = 2.357,85 \text{ kJ/kg}$, que é similar ao valor apresentado antes. Ele admitiu que o calor latente de vaporização de banana é igual ao valor do calor latente da água livre, na temperatura e umidade relativa do ar de secagem. Evidentemente os cálculos de Lima (1999) nos balanços acoplados de matéria e energia estão afetados por este valor, porque o valor do calor latente de banana é maior que o de água pura, como já foi discutido na teoria.

Para $Bi_R = 1,70$ da Eq.(5.1), para banana de raio $R = 0,0135 \text{ m}$, considerada como cilindro infinito se obtém $\partial M_A/\partial t$:

$$\frac{\partial M_A}{\partial t} = (41,38 - 6,77) \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5})}{0,0135^2} \right\} 1,004 \exp \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5}) t}{0,0135^2} \right\} \quad (5.21)$$

Da Eq.(5.21) se obtém a velocidade de perda de água, $\partial M_A / \partial t$ (g/h), que influencia nos cálculos posteriores, como por exemplo no calor latente de vaporização do alimento L_{alim} .

Substituindo a Eq.(5.21) na Eq.(A.17), se obtém:

$$L_{\text{alim}} \left(\frac{\text{J}}{\text{g}} \right) = \frac{A_{\text{lateral}} h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R(2L) h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}{(41,38 - 6,77) \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5})}{0,0135^2} \right\} 1,004 \exp \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5}) t}{0,0135^2} \right\}} \quad (5.22)$$

É possível fazer um artifício matemático Eq.(5.22), considerando que em $t = 0$ ou $t = t_1 = t_{\text{aquec}}$ o alimento está levemente coberto por água e que neste instante, a 60°C , é admitido que o calor latente $L_{\text{alim}} \cong L_{\text{água}} = 2.358,47 \text{ J/g}$ e devido a isto se calcula um valor médio para $\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}$, que é usado como constante durante a secagem. Ou seja, com o tempo dado em horas e a difusividade em m^2/h , resulta:

$$\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})} \cong \frac{L_{\text{água}} (\text{J/kg}) (41,38 - 6,77) \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5})}{0,0135^2} \right\} 1,004 \exp \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5}) t_1}{0,0135^2} \right\}}{2\pi R(2L)} \quad (5.23)$$

Substituindo na Eq.(5.23) $L_{\text{água}} = 2.358,47 \text{ J/g}$ e da Eq.(5.18) que $t = t_{\text{aquec}} = 19,4 \text{ min} = 0,32 \text{ h}$, para uma banana de raio $R = 0,0135 \text{ m}$ e comprimento $2L = 0,10 \text{ m}$, resulta:

$$\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})} \cong \frac{2.358,47 \frac{\text{J}}{\text{g}} (41,38 - 6,77) \text{g} \left\{ -2,244 \frac{(0,94910^{-5} \text{ m}^2/\text{h})}{(0,0135 \text{ m})^2 (3.600 \text{ s/h})} \right\} 1,004 \exp \left\{ \frac{-2,244 (0,94910^{-5} \text{ m}^2/\text{h}) (0,32 \text{ h})}{(0,0135 \text{ m})^2 (3.600 \text{ s/h})} \right\}}{2\pi (0,0135 \text{ m}) (0,10 \text{ m})} \quad (5.24)$$

Da Eq.(5.24) resulta $\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})} = -302,088$, que depois de substituído na Eq.(5.22), se calcula o calor latente a cada concentração aquosa, para Biot genérico $Bi_R = 1,70$, sem encolhimento, dado por:

$$L_{\text{alim}} \left(\frac{\text{J}}{\text{g}} \right) = \frac{A_{\text{lateral}} \overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R(2L) (-302,088)}{(41,38 - 6,77) \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5})}{0,0135^2} \right\} 1,004 \exp \left\{ \frac{-(1,498)^2 (0,94910^{-5}) t}{0,0135^2} \right\}} \quad (5.25)$$

Na Tabela (5.11) são apresentados valores do calor latente calculados pela Eq.(5.25) *versus* tempo, a partir do tempo $t = 0,32$ h da Eq.(5.18). O calor latente L_{alim} aumenta com a diminuição da concentração aquosa na fruta. Este aumento é mais acentuado porque *não foi considerado o encolhimento* da fruta nem no raio R nem no comprimento $2L$, o que influencia tanto dentro como fora do termo do exponencial onde está o raio R , assim como no numerador onde aparece R e $2L$.

5.3.5-2. Cilindro infinito, com encolhimento em R , ar a 60 °C e Biot genérico $Bi_R = 1,82$

É empregado um procedimento similar ao da *seção* anterior para obter o L_{alim} desta *seção*, mas a principal diferença é que aqui *há encolhimento no raio R* .

Da Eq.(5.5) se obtém, a velocidade de perda de água *versus* tempo, tendo como parâmetro o raio da fruta R , dada por:

$$\frac{\partial M_A}{\partial t} = (41,38 - 21,86) \left\{ \frac{-2,396(0,113610^{-5})}{R^2} \right\} 0,987 \exp \left\{ \frac{-2,396(0,113610^{-5})t}{R^2} \right\} \quad (5.26)$$

Substituindo a Eq.(5.26) na Eq.(A.17), se obtém o calor latente:

$$L_{alim} \left(\frac{J}{g} \right) = \frac{A_{lateral} h_{conv} (T_{sup} - T_{\infty})}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R(2L) h_{conv} (T_{sup} - T_{\infty})}{(41,38 - 21,86) \left\{ -2,396 \frac{0,113610^{-5}}{R^2} \right\} 1,004 \exp \left\{ \frac{-2,396(0,113610^{-5})t}{R^2} \right\}} \quad (5.27)$$

Substituindo na Eq.(5.27) $L_{\acute{a}gua} = 2.358,47$ J/g e da Eq.(5.18) que $t = t_{aquec} = 19,4$ min = $0,32$ h, para uma banana de raio inicial $R = 0,0135$ m e comprimento $2L = 0,10$ m, resulta:

$$\frac{2.358,47 \frac{J}{g} (41,38 - 21,86) g (-2,396) \left(\frac{0,113610^{-5} \frac{m^2}{h}}{(0,0135 \text{ m})^2 (3.600 \text{ s/h})} \right) 0,987 \exp \left\{ \frac{-2,396(0,113610^{-5} \frac{m^2}{h}) 0,32 \text{ h}}{(0,0135 \text{ m})^2} \right\}}{2\pi (0,0135 \text{ m}) 0,10 \text{ m}} \quad (5.28)$$

Tabela 5.11. Calor latente de vaporização de água em banana L_{alim} .

t(h)	$L_{alim}(J/g)$ Eq.(5.25) (R e 2L ctes.)	$L_{alim}(J/g)$ Eq.(5.29) (2L cte.)	$L_{alim}(J/g)$ Eq.(5.33) (R e 2L não ctes)	t(h)	$L_{alim}(J/g)$ Eq.(5.39) (R e 2L ctes.)	$L_{alim}(J/g)$ Eq.(5.45) (2L cte.)	$L_{alim}(J/g)$ Eq.(5.45) (R e 2L não ctes)
0,3	----	----	2358,5	0,146	2357,8	2317,9	2304,6
0,32	2358,5	2358,5	----	1,0	2515,3	2305,9	2236,4
1,0	2553,5	1992,4	----	2,0	2713,1	2320,2	2188,5
2,0	2870,0	1801,0	----	3,0	2926,5	2365,6	2172,9
3,0	3225,8	1912,5	----	4,0	3156,6	2443,8	2188,8
4,0	3625,6	2546,7	1822,3	5,0	3404,9	2557,7	2236,4
5,0	4075,0	3633,3	2340,8	6,0	3672,7	2711,4	2317,4
6,0	4580,1	5593,1	3134,1	7,0	3961,5	2910,5	2434,4
7,0	5147,7	8568,9	4325,2	8,0	4273,0	3162,3	2591,5
8,0	5785,8			9,0	4609,1	3476,5	2794,3
9,0	6503,0			10,0	4971,6	3865,1	3050,5
10,0	7309,0			11,0	5362,5	4343,6	3369,5
11,0	8214,9			12,0	5784,3	4931,3	3763,8
12,0	9233,2			13,0	6239,1	5652,7	4249,0
13,0	10377,6			14,0	6729,8	6538,4	4844,6
14,0	11663,9			15,0	7259,1	7626,9	5575,3
15,0	13109,6			16,0	7829,9	8966,6	6472,1
16,0	14734,5			17,0	8445,7	10618,1	7573,5
17,0	16560,9			18,0	9109,9	12657,4	8928,2
18,0	18613,6			19,0	9826,3	15180,2	10596,7
19,0	20920,7			20,0	10599,1	18306,3	12655,0
20,0	23513,8			21,0	11432,6	22186,2	15198,0
21,0	26428,3			22,0	12331,7	27008,6	18344,7
22,0	29704,1			23,0	13301,5	33010,3	22243,8
23,0	33385,8			24,0	14347,6	40488,0	27081,3
24,0	37524,0			25,0	15475,9	49813,6	33089,8
25,0	42175,0			26,0	16693,0	61453,1	40559,9
26,0	47402,6			27,0	18005,7	75989,8	49854,8
27,0	53278,1			28,0	19421,8	94153,1	61428,0
28,0	59881,8			29,0	20949,1	116855,6	75845,5
29,0	67304,1			30,0	22596,6	145237,1	93813,3
30,0	75646,4			31,0	24373,7	180720,9	116211,7
31,0	85022,7			32,0	26290,5	225082,7	144137,5
32,0	95561,2			33,0	28358,1	280536,8	178956,2
33,0	107405,9			34,0	30588,2	349841,8	222367,4
34,0	120718,7			35,0	32993,8	436432,3	276484,7
35,0	135681,6			35,3	33751,7	466393,8	295184,9
36,0	152499,2						
37,0	171401,3						
38,0	192646,3						

Da Eq.(5.28) $h_{conv}(T_{sup} - T_{\infty}) = -211,862$, que depois de substituído na Eq.(5.27), se calcula o calor latente em função da concentração aquosa na fruta, para Biot genérico $Bi_R = 1,82$, com encolhimento em R, dado por:

$$L_{alim} \left(\frac{J}{g} \right) = \frac{A_{lateral} \overline{h_{conv}(T_{sup} - T_{\infty})}}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R(2L)(-211,862)}{(41,38-21,86)(-2,396) \frac{0,113610^5}{R^2} 1,004 \exp\left\{ \frac{-2,396(0,113610^5)t}{R^2} \right\}} \quad (5.29)$$

Na Tabela (5.11) são apresentados os valores do calor latente calculados pela Eq.(5.29), a partir do tempo $t = 0,32$ h da Eq.(5.18). O valor do raio R *versus* t para cada cálculo é obtido da Tabela (5.6) ou (5.7); de $t = 0,32$ até $t = 7$ h, que é o tempo até o qual foi medido o encolhimento no raio R. Nota-se que o calor latente L_{alim} diminui no início do processo de secagem, posteriormente aumenta com a diminuição da concentração aquosa na fruta. Este aumento é influenciado pelo encolhimento do raio R da fruta, mas *não foi considerado neste modelo o encolhimento no comprimento 2L*. O comportamento do L_{alim} foi inconsistente com a previsão teórica de aumento do seu valor com a diminuição do conteúdo aquoso do alimento, mas isto se deve possivelmente à pequena quantidade de dados experimentais do raio *versus* tempo.

5.3.5-3. Cilindro finito, com encolhimento em R e em 2L, ar a 60 °C e Biot genérico $Bi_R = 1,82$ e $Bi_L = 6,74$

É empregado um procedimento similar ao da *seção* anterior para obter o L_{alim} desta *seção*, mas aqui *há encolhimento no raio R e no comprimento 2L*.

Da Eq.(5.10) se obtém a velocidade de perda de água *versus* tempo, tendo como parâmetros R^2 e L^2 , após correlacionar os dados de encolhimento em R e L, da Tabela (5.11):

$$\frac{\partial M_A}{\partial t} = (49,73-20,10) \left\{ -0,862910^{-5} \left(\frac{2,396}{R^2} + \frac{1,876}{L^2} \right) \right\} 0,718 \exp \left\{ -0,862910^{-5} \left(\frac{2,396}{R^2} + \frac{1,876}{L^2} \right) t \right\} \quad (5.30)$$

Quando se considera a banana como cilindro finito as áreas para transferência de energia e matéria é a soma da área lateral com as áreas dos dois finais da banana, ou seja,

$2\pi R(2L) + 2\pi R^2$. Substituindo a Eq.(5.30) na equação correspondente para um cilindro finito, se obtém o calor latente para cada concentração aquosa:

$$L_{alim} \left(\frac{J}{g} \right) = \frac{\{2\pi R(2L) + 2\pi R^2\} h_{conv} (T_{sup} - T_{\infty})}{(49,73-20,10) \{-0,862910^{-5} (2,396/R^2 + 1,876/L^2)\} 0,718 \exp\{-0,862910^{-5} (2,396/R^2 + 1,876/L^2)t\}} \quad (5.31)$$

Para cilindro finito $t_{aquec} = \{\rho C_p / [k(2,467/L^2 + 5,783/R^2)]\} \ln\{0,5607(T_i - T_{\infty}) / (T_M - T_{\infty})\}$, resultando em $t_{aquec} = 18,1 \text{ min} = 0,30 \text{ h}$. Substituindo $t_{aquec} = 0,30 \text{ h}$ e $L_{\acute{a}gua} = 2.358,47 \text{ J/g}$ na Eq.(5.31), transformando as unidades desta equação, para uma banana de raio inicial $R = 0,0135 \text{ m}$ e comprimento inicial $2L = 0,10 \text{ m}$, ou seja, $L = 0,05 \text{ m}$, resulta:

$$\overline{h_{conv}(T_{sup} - T_{\infty})} \equiv \frac{2.358,47 \frac{J}{g} (49,73-20,10) \frac{-0,862910^{-5} \frac{m^2}{h}}{(3.600s/h)} \left[\frac{2,396}{(0,0135m)^2} + \frac{1,876}{(0,05m)^2} \right] 0,718 \exp\left\{-0,862910^{-5} \frac{m^2}{h} \left[\frac{2,396}{(0,0135m)^2} + \frac{1,876}{(0,05m)^2} \right] 0,30h\right\}}{\{2\pi 0,0135m(0,10m) + 2\pi(0,0135m)^2\}} \quad (5.32)$$

Da Eq.(5.32) $h_{conv} (T_{sup} - T_{\infty}) = -167,470$, que depois de substituído na Eq.(5.31), se calcula o calor latente a cada concentração aquosa, para Biot genérico $Bi_R = 1,82$, com encolhimento em R , e $Bi_L = 6,74$, com encolhimento em $2L$, dado por:

$$L_{alim} \left(\frac{J}{g} \right) = \frac{\{2\pi R(2L) + 2\pi R^2\} (-167,470)}{(49,73-20,10) \{-0,862910^{-5} (2,396/R^2 + 1,876/L^2)\} 0,718 \exp\{-0,862910^{-5} (2,396/R^2 + 1,876/L^2)t\}} \quad (5.33)$$

Na Tabela (5.11) são apresentados os valores do calor latente calculados pela Eq.(5.33), a partir do tempo $t = 0,30 \text{ h}$, que é o tempo necessário para aquecer o cilindro finito. Não foi calculado calor latente para tempo 1, 2 e 3 h, porque não foi obtido experimentalmente o comprimento $2L$ de banana para esses tempos. Nota-se que o calor latente inicia com $L_{alim} = 2.358,47 \text{ J/g}$, diminui influenciado pela diminuição da concentração aquosa e pelo encolhimento do raio R e do comprimento $2L$, mas posteriormente aumenta com a diminuição da concentração aquosa, de R e de $2L$. O calor latente $L_{alim} = 2.796,19 \text{ J/g}$, que é uma média desde o início do processo de evaporação de água $t_{aquec} = 0,30 \text{ h}$ até a concentração aquosa correspondente a $t = 7 \text{ h}$, é 18,6 % maior que o valor inicial $L_{alim} \equiv L_{\acute{a}gua}$

= 2.358,47 J/g. Devido a este resultado, aparentemente, se poderia supor que pode ser usado um calor latente de vaporização da água no alimento L_{alim} , quase igual ao calor latente de vaporização da água pura $L_{água}$. Mas como foram obtidos poucos dados para o encolhimento de banana na presente tese, especialmente para o comprimento de banana, não é possível assegurar que estes dados sejam suficientemente consistentes para que $L_{alim} \cong L_{água}$.

Na próxima seção é feita uma análise similar para uma simulação realizada por Lima (1999), já que ele admitiu nos seus cálculos que $L_{alim} \cong L_{água}$. Por exemplo, Lima (1999, p.108) para 60,2 °C usou o calor latente $L_{alim} \cong L_{água} = 2.357,85$ J/g e dados de encolhimento obtidos por Queiroz (1994).

5.3.5-4. Cilindro infinito, sem encolhimento, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 1,53$, para a simulação realizada por Lima (1999) para o teste (4) de secagem

A Eq.(5.11) proposta por Lima (1999) para calcular M_A versus t , é equivalente à Eq.(5.15); então é usada a Eq.(5.15) para facilitar e diminuir os cálculos seguintes, porque nela se usa o primeiro termo de uma série e na Eq.(5.11) se usam três. Da Eq.(5.15), para banana do teste (4) simulado por Lima (1999), de raio inicial $L_1 \cong R = 0,01530$ m, para Biot $Bi_R = 1,53$, se obtém:

$$\frac{\partial M_A}{\partial t} = (42,36 - 0,61) \left\{ - (1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{0,0153^2} \right\} 1,028 \exp \left\{ - (1,438)^2 \frac{(0,85710^{-5})t}{0,01530^2} \right\} \quad (5.34)$$

Substituindo a Eq.(5.34) na Eq.(A.17), se obtém:

$$L_{alim} \left(\frac{J}{g} \right) = \frac{A_{lateral} h_{conv} (T_{sup} - T_{\infty})}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R (2L) h_{conv} (T_{sup} - T_{\infty})}{(42,36 - 0,61) \left\{ - (1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{0,0153^2} \right\} 1,028 \exp \left\{ - \frac{(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{0,0153^2} \right\}} \quad (5.35)$$

Para calcular o t_{aquec} para uma banana analisada por Lima (1999), no teste (4), são empregados parâmetros, alguns reproduzidos na Tabela (5.4), $R = 0,0153$ m, $C_p = 3.373,87$ Jkg⁻¹°C⁻¹ e $k = 0,517$ Wm⁻¹°C⁻¹, $\rho = 980$ kg/m³ e ar de secagem a $T_{\infty} = 60,2$ °C, $T_1 = 30,6$ °C e $T_f \cong 57,5$ °C. O resultado, para um cilindro infinito, é:

$$t_{\text{aquec}} = \frac{\rho C_p R^2}{5,783k} \ln \left[\frac{0,692(T_1 - T_\infty)}{(T_M - T_\infty)} \right] = \frac{(980 \text{ kg/m}^3) 3.373,87 \text{ Jkg}^{-1} \text{C}^{-1} (0,0153 \text{ m})^2}{5,783(0,517 \text{ Js}^{-1} \text{m}^{-1} \text{C}^{-1})} \ln \left[\frac{0,692(30,6 - 60,2)^\circ \text{C}}{(57,5 - 60,2)^\circ \text{C}} \right] = 8,74 \text{ min} \quad (5.36)$$

Lima (1999) empregou para uma temperatura de 60,2 °C que $L_{\text{água}} = 2.357,85 \text{ J/g}$, que substituída na Eq.(5.36), se calcula $\overline{h_{\text{conv}}(T_{\text{sup}} - T_\infty)}$ pela equação:

$$\overline{h_{\text{conv}}(T_{\text{sup}} - T_\infty)} \cong \frac{L_{\text{água}} (\text{J/g})(42,36 - 0,61) \{-(1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{0,0153^2} - 1,028 \exp\{\frac{-(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{0,0153^2}\}}}{2\pi R(2L)} \quad (5.37)$$

Substituindo na Eq.(5.37) $L_{\text{água}} = 2.357,85 \text{ J/g}$ e da Eq.(5.38) que $t_{\text{aquec}} = 8,74 \text{ min} = 0,146 \text{ h}$, transformando as unidades da Eq.(5.37), para uma banana de raio $R = 0,0153 \text{ m}$ e comprimento, de acordo com a Fig.(3.1.), $2L \cong 2(0,05897) \text{ m}$, resulta em:

$$\overline{h_{\text{conv}}(T_{\text{sup}} - T_\infty)} \cong \frac{2.357,85 \frac{\text{J}}{\text{g}} (42,36 - 0,61) \{-(1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{0,0153^2} - 1,028 \exp\{\frac{-(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{0,0153^2}\}}}{2\pi 0,0153(2)(0,05897)} \quad (5.38)$$

Da Eq.(5.38) $\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_\infty)} = -185,629$, que depois de substituído na Eq.(5.35), se calcula o calor latente a cada concentração aquosa, para Biot genérico $Bi_R = 1,53$, *sem encolhimento*, dado por:

$$L_{\text{alim}} \left(\frac{\text{J}}{\text{g}} \right) = \frac{A_{\text{lateral}} \overline{h_{\text{conv}}(T_{\text{sup}} - T_\infty)}}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R(2L)(-185,629)}{(42,36 - 0,61) \{-(1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{0,0153^2} - 1,028 \exp\{\frac{-(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{0,0153^2}\}} \quad (5.39)$$

Na Tabela (5.11) são apresentados valores do calor latente calculados pela Eq.(5.39), a partir de $t_{\text{aquec}} = 8,74 \text{ min} = 0,146 \text{ h}$, da Eq.(5.36) até $t = 35,3 \text{ h}$, que é o tempo de término do teste (4) de secagem. O calor latente L_{alim} aumenta com a diminuição da concentração aquosa na fruta. Este aumento é mais acentuado porque *não foi considerado o encolhimento da fruta nem no raio R nem no comprimento 2L*, o que influencia tanto dentro como fora do termo do exponencial onde está o raio R, assim como no numerador onde aparece R e 2L. Mesmo assim, os valores obtidos para L_{alim} são bem superiores ao valor usado por Lima (1999) para

60,2 °C, ou seja, ele admitiu que o calor latente da água no alimento é igual ao seu valor para a água pura $L_{\text{água}} = 2.357,85 \text{ J/g}$.

5.3.5-5 Cilindro infinito, com encolhimento em R, ar a 60,2 °C, resultando em Biot genérico $Bi_R = 3,3$, para a simulação realizada por Lima (1999) para o teste (4) de secagem

Nesta *seção* é admitido que existe *encolhimento em R*, que influencia na área da fruta e então o calor latente será afetado tanto pela concentração aquosa, a partir da derivada $\partial M_A / \partial t$, assim como pela diminuição da área superficial do cilindro *infinito* $A = 2\pi R(2L)$. Com estas considerações, o procedimento final a ser realizado é similar ao já visto na *seção* anterior, para obter $h_{\text{conv}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})$, mas antes é necessário obter a difusividade etc.

Uma pequena diferença é introduzida nos cálculos seguintes, ou seja, como a área da fruta é dada por $A = 2\pi R(2L)$, serão admitidas duas possibilidades: que exista encolhimento somente no raio R e em outra simulação que há encolhimento tanto no raio R como no comprimento da fruta 2L. Para isto é necessário usar a Eq.(5.14) para encolhimento em R e uma similar para encolhimento em 2L; da forma $2L = a + bM_A$.

Usando dados desde $t_0 = 0 \text{ h}$ até $t_f = 35,3 \text{ h}$, para o processo de secagem simulado por Lima (1999, p.179), se obtém, respectivamente, que $2L \cong 2(L_{20}) = 2(0,058977) \text{ m}$ e $L_{2f} = 2(0,037503) \text{ m}$. Além disto, já foi avaliada a massa $M_{A0} = 42,36 \text{ g}$, $U_f = 0,25 = M_{Af}/M_S$, como $M_S = 14,31 \text{ g}$, resulta $M_{Af} = 3,5775 \text{ g}$. Com estes valores substituídos na $2L = a + bM_A$, se obtém (a) e (b), para o comprimento 2L. Usando esses parâmetros M_A dada pela Eq.(5.11) ou (5.15), resultam na equação para encolhimento da $2L \cong 2L_2$, com $2(L_{20}) = 2(0,058977)$:

$$2L = \left\{ 2L_0 - \frac{(2L_0 - 2L_f)}{(M_{A0} - M_{Af})} M_{A0} \right\} + \frac{(2L_0 - 2L_f)}{(M_{A0} - M_{Af})} M_A = 2L_0 \{ 1 + 0,009390(M_A - 42,36) \} \quad (5.40)$$

Então as equações básicas de cálculo são Eq.(5.11) ou (5.15), (5.14) e (5.40).

Fazendo a derivada da Eq.(5.15) se obtém:

$$\frac{\partial M_A}{\partial t} = (42,36 - 0,61) \left\{ -(1,833)^2 \frac{0,2510^{-5}}{R^2} \right\} 0,910 \exp \left\{ -(1,833)^2 \frac{0,2510^{-5} t}{R^2} \right\} \quad (5.41)$$

Substituindo a Eq.(5.41) na Eq.(A.17), se obtém:

$$L_{\text{alim}} \left(\frac{\text{J}}{\text{g}} \right) = \frac{A_{\text{lateral}} h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R(2L) h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}{(42,36 - 0,61) \{ -(1,833)^2 \frac{0,85710^{-5}}{R^2} - 0,910 \exp \left\{ \frac{-(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{R^2} \right\} } \quad (5.42)$$

Da Eq.(5.42) se obtém uma equação para calcular $\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}$, dada por:

$$\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})} \cong \frac{L_{\text{água}} (\text{J/g}) (42,36 - 0,61) \{ -(1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{0,0153^2} - 1,028 \exp \left\{ \frac{-(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{0,0153^2} \right\} }{2\pi R(2L)} \quad (5.43)$$

Substituindo na Eq.(5.43) para 60,2 °C que $L_{\text{água}} = 2.357,85 \text{ J/g}$ (Lima, 1999) e da Eq.(5.36) que $t_{\text{aquec}} = 8,74 \text{ min} = 0,146 \text{ h}$, para uma banana de raio inicial $R = 0,0153 \text{ m}$ e comprimento $2L$, de acordo com a Fig.(3.1), $2L \cong 2(0,05897) \text{ m}$, resulta:

$$\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})} \cong \frac{2.357,85 \frac{\text{J}}{\text{g}} (42,36 - 0,61) \{ -(1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{0,0153^2} - 1,028 \exp \left\{ \frac{-(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{0,0153^2} \right\} }{2\pi 0,0153(2)0,05897} \quad (5.44)$$

Da Eq.(5.44) $\overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})} = -185,629$, que depois de substituído na Eq.(5.42), se calcula o calor latente a cada concentração aquosa, para Biot genérico $Bi_R = 3,30$, com encolhimento, sendo a Eq.(5.40) usada para o encolhimento da dimensão $2L$ e a Eq.(5.14) para encolhimento em R :

$$L_{\text{alim}} \left(\frac{\text{J}}{\text{g}} \right) = \frac{A_{\text{lateral}} \overline{h_{\text{conv}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty})}}{\partial M_A / \partial t} = \frac{2\pi R(2L)(-185,629)}{(42,36 - 0,61) \{ -(1,438)^2 \frac{0,85710^{-5}}{R^2} - 1,028 \exp \left\{ \frac{-(1,438)^2 0,85710^{-5} t}{R^2} \right\} } \quad (5.45)$$

Na Tabela (5.11) são apresentados resultados dos valores do calor latente calculados pela Eq.(5.45), considerando a influência do encolhimento do raio nos termos em R^2 da derivada $\partial M_A / \partial t$, do denominador da Eq.(5.45), além disto são admitidas duas possibilidades, similar ao que foi feito nas *secções* (5.3.5-2) e (5.3.5-3):

- a) Na área da fruta $A = 2\pi R(2L)$ há encolhimento somente no raio R , usando a Eq.(5.14), e o comprimento $2L$ é considerado constante. Os valores de calor latente L_{alim} são apresentados na penúltima coluna à direita da Tabela (5.11).
- b) Na área da fruta $A = 2\pi R(2L)$ há encolhimento tanto no raio R como no comprimento da fruta $2L$; dados pelas Eqs.(5.14) e (540), respectivamente. Os valores de calor latente L_{alim} são apresentados na última coluna à direita da Tabela (5.11).

Nota-se na Tabela (5.11) que há um aumento do calor latente com a diminuição da concentração aquosa e também com a diminuição do raio R e do comprimento do fruto $2L$.

Os valores obtidos para L_{alim} são bem superiores ao valor usado por Lima (1999) para 60,2 °C, ou seja, ele admitiu que o calor latente da água do alimento é igual ao seu valor para a água pura $L_{água} = 2.357,85$ J/g. Talvez fossem obtidas melhores *respostas* do modelo (III) de Lima (1999) se fosse empregado um calor latente maior do que o usado por ele, mas infelizmente não estão disponíveis na literatura os programas usados por Lima (1999), e eles não foram implementados computacionalmente nesta tese, para que se possam realizar os cálculos mencionados.

Na literatura disponível para o autor da presente tese, foram encontrados alguns dados de calor latente de vaporização de alimentos, os quais são mencionados nos próximos parágrafos, para compará-los com os valores calculados aqui.

Por exemplo, como foi discutido no *capítulo (2)*, Heldman e Singh (1981) apresentam dados para um bife pré-cozido e com umidade 10 % de umidade em base seca, resultando em um calor de vaporização da água no bife a 38 °C de $L_{alim} = 5.231,6$ J/g, que é 2,169 vezes o valor do calor de vaporização da água pura a 38 °C que é $L_{água} = 2.412$ kJ/kg = 2.412.000 J/kg. Heldman e Singh (1981) não apresentam a composição do mencionado bife, mas pode ser encontrado em um *apêndice* deste livro, na Tabela (A.8), que para um lombo de bife contém 77 % de água, 22 % de proteína e 1 % de cinza. Ou seja, baseando-se nos dados anteriores, o bife pré-cozido analisado por Heldman e Singh (1981) deve conter uma pequeníssima quantidade de água e por isto o seu calor latente de vaporização é muito maior que da água pura à mesma temperatura, $L_{alim} \gg L_{água}$.

A dissertação de Bittencourt (2001), que é sobre avaliação de um secador de bananas do tipo cabine com bandejas, foi desenvolvida para aprofundar estudos do citado secador para produção de frutas desidratadas, mediante a caracterização do equipamento, análise energética do processo e avaliação econômica da banana orgânica e convencional. O equipamento apresentou uma eficiência energética de 29,13 %, com um ciclo de secagem foi de 51,3 horas,

sendo 38,3 horas de secagem e 13 horas de repouso, e um consumo específico de calor de 7.988,70 kJ/kg de água evaporada.

Bittencourt (2001) apresenta também alguns dados interessantes sobre secadores e gastos energéticos. Por exemplo, para um processo em batelada (Bittencourt, 2001), em geral, são consumidos 2.700 a 6.500 kJ/kg. Teoricamente, a energia para evaporar 1 kg de água em condição padrão é de 2.200 a 2.700 kJ/kg (Strumillo et al., 1995).

De acordo com dados apresentados por Danilov e Leontchik (1986), balanços em secadores convectivos mostram que do total de energia fornecida ao processo de secagem, 20 a 60 % são usados na evaporação da água, 5 a 25 % para aquecimento do material, 15 a 40 % são perdidos com o ar de saída, 3 a 10 % são perdidos para a atmosfera através das paredes do secador e 5 a 20 % são considerados outras perdas (Bittencourt, p.20, 2001).

Menon e Mujumdar (1987) apresentam uma ampla faixa de consumo energético para vários tipos de secadores, ou seja, de 3.200 a 11.500 kJ/kg de água evaporada. Por exemplo, para um secador do tipo túnel o consumo é de 5.500 a 6.000 kJ/kg (Bittencourt, p.18, 2001), já para um secador spray de 4.500 a 11.500 kJ/kg.

Na segunda coluna da Tabela (5.11) são apresentados valores de L_{alim} calculados pela Eq.(5.29), que em média valem $L_{alim} = 3.770,8$ J/g, para banana com encolhimento no raio R e para umidades correspondentes à faixa de tempo $0,32 \text{ h} < t(\text{h}) < 8$, a $60 \text{ }^\circ\text{C}$. Já para os dados de banana apresentados por Lima (1999) para $60,2 \text{ }^\circ\text{C}$, se obtém para as primeiras 20 horas calor latentes médios, respectivamente, $L_{alim} = 5.964,7$ J/g e $L_{alim} = 4.502,1$ J/g, para a penúltima e última coluna da Tabela (5.11).

Touré e Kibangu-Nkembo (2004) apresentam um estudo sobre parâmetros de secagem solar natural de alguns alimentos, incluindo banana. Para da etapa de velocidade constante de secagem, é admitido que a energia usada para evaporar água na superfície é fornecida somente pelo ar. Usando uma nomenclatura similar à da presente tese, esta energia pode ser avaliada pela equação seguinte: $L_{alim} = Ah_{conv}(T_\infty - T_p)/(dM_A/dt)$, sendo T_p a temperatura do produto.

Touré e Kibangu-Nkembo (2004) apresentam para uma banana de massa inicial $m = 6,7$ g, $dM_A/dt = 13,810^{-8}$ kg/s, $A = 0,78510^{-4}$ m² e que a diferença média de temperatura foi $(T_\infty - T_p) = 2,3$. Com estes dados na equação anterior se obtém $h_{conv}/L_{alim} = 7,64310^{-4}$ kgm⁻²s⁻¹°C⁻¹. Supondo $h_{conv} = 7,5$ Wm⁻²°C⁻¹ resulta $L_{alim} = 9.812,5$ J/kg = 9.812.500 J/g. Para esta mesma banana eles apresentam, em unidades MKS, $h_{conv}/L_{alim} = 70,310^{-5}$ e portanto fazendo $h_{conv} = 7,5$ Wm⁻²°C⁻¹ resulta $L_{alim} = 10.668,6$ J/kg, que é similar ao valor anterior. Como a secagem é natural à luz do Sol, devem considerados tanto coeficiente convectivo e o de

radiação. A convecção natural para gases tem faixa aproximada de $5 < h_{\text{conv}}(\text{Wm}^{-2}\text{C}^{-1}) < 15$. Por isto foi considerado um valor médio $h_{\text{global}} = 7,5 \text{ Wm}^{-2}\text{C}^{-1} = h_{\text{rad}} + h_{\text{conv}}$. Os valores obtidos parecem excessivamente grandes e da ordem de 50 a 4.000 vezes maiores que os valores médios avaliados antes e/ou valores pontuais apresentados na Tabela (5.11). Nota-se na Tabela (5.11) que o valor do calor latente L_{alim} aumenta com a diminuição da concentração aquosa no alimento, mas não de uma ordem de magnitude como os dados de Touré e Kibangu-Nkembo (2004).

5.3.6. Energia e potência mínima para evaporar água do alimento

Para os dados da presente tese foram selecionados alguns dados, admitindo que a banana é um cilindro infinito, com encolhimento em R e Biot genérico $Bi_M = 1,82$. O calor latente é calculado pela Eq.(5.29) e o valor médio obtido da Tabela (5.11) é $L_{\text{alim}} = 3.550,8 \text{ J/g}$.

Da Eq.(A.23) do *apêndice (A)* se calcula a energia mínima para evaporar água do alimento, como sendo:

$$\text{Energia para evaporar água(J)} \cong \bar{L}_{\text{alim}} (M_{A2} - M_{A1}) = h_{\text{global}} (T_{\text{sup}} - T_{\infty}) 2\pi R(2L)(t_2 - t_1) \quad (5.46)$$

Usando um tempo de secagem de 38 h, usando como referência $t_1 = 1.164,1 \text{ s} = 0,32 \text{ h}$ e $t_2 = 38 \text{ h}$, da Eq.(5.5) $M_A = 21,86 + (41,38 - 21,86)0,987\exp\{-2,396(0,113610^{-4})t/R^2\}$, para $t_1 = 0,32 \text{ h}$ e $R \cong 0,0135 \text{ m}$, se obtém que $M_{A1} = 40,2 \text{ g}$ e para $t = 38 \text{ h}$ a massa experimental é $M_{A2} = 7,03 \text{ g}$, obtida da Tabela (5.3). Com os dados anteriores e admitindo $L_{\text{alim}} = 3.550,8 \text{ J/g}$ como o valor médio do calor latente para o processo de secagem de $t = (38 - 0,32)\text{h}$, obtido da Tabela (5.11), resulta da Eq.(5.46):

$$\text{Energia para evaporar água(J)} = (-3.550,8 \text{ J/g})(7,03 - 40,2)\text{g} = 117.780,0 \text{ J} \quad (5.47)$$

Da Eq.(5.19) foi obtida a energia para aquecer o alimento de 30 °C a 59,9 °C, que vale 5.759,8 J, que é muito menor que o valor obtido para evaporar água, 117.780,0 J, dada pela Eq.(5.47).

Dividindo a Eq.(5.47) pelo tempo para evaporar água, $t = 38 \text{ h} - 0,32 \text{ h} = 136.800 \text{ s} - 1.164,1 \text{ s} = 135.635,9 \text{ s}$, se obtém a potência para evaporar água da fruta, dada por:

$$\text{Potência para evaporar água(J)} \cong 117.780,0 \text{ J}/(135.635,9 \text{ s}) = 0,87 \text{ W} \quad (5.48)$$

Embora a potência para evaporar água de uma fruta seja pequena, mas ela deve atuar durante um tempo longo $t = 135.635,9 \text{ s} \cong 37,7 \text{ h}$, gastando uma energia de 117.780,0 J.

5.3.7. Energia e potência mínima para aquecer o alimento e evaporar água

A energia para aquecer o alimento representa somente 4,7 % da energia total 123.539,8 J, que é a soma da energia para aquecer o alimento 5.759,8 J e evaporar água 117.780,0 J, que é calculada pela soma das Eqs.(5.19) e (5.47), ou seja:

$$\text{Energia para aquecer fruta + evaporar água(J)} = 5.759,8 \text{ J} + 117.780,0 \text{ J} = 123.539,8 \text{ J} \quad (5.49)$$

A potência mínima é a energia mínima calculada pela Eq.(5.49), dividida pelo tempo de aquecimento mais o tempo para evaporar água, ou seja, $t = 0,32 \text{ h} + 38 \text{ h} - 0,32 \text{ h} = 38 \text{ h} = 136.800 \text{ s}$, ou seja:

$$\text{Potência para aquecer fruta + evaporar água(J)} = \frac{123.539,8 \text{ J}}{136.800 \text{ s}} = 0,90 \text{ W} \quad (5.50)$$

A maior parte da potência, $P = 0,87 \text{ W}$ é usada para evaporar água e somente 0,03 W, ou seja, somente 3,3 % da potência é empregada para aquecer o alimento. Nota-se que a

potência mínima de secagem de uma fruta é pequena, $P = 0,90 \text{ W}$, mas evidentemente para uma grande massa de frutas, a potência resultante pode ser significativa.

Capítulo 6

Conclusões

Neste capítulo são apresentadas as principais conclusões da presente tese, divididas em duas seções, baseadas nos resultados e discussão do capítulo anterior.

6.1. Do projeto do coletor, secador elétrico-solar e testes com o sistema de secagem controlado por computador

As principais conclusões depois de construído e testado o sistema de secagem controlado por computador, são:

- a) Uma das vantagens do coletor solar, construído para esta tese, é ser leve se comparado com coletores classicamente usados na secagem solar; sendo que muitos deles são pesados, difíceis de transportar e às vezes irremovíveis.
- b) O coletor pode ser compactado facilmente quando for necessário transportá-lo e a câmara de secagem, que é construída em módulos, também pode ser desmontada para ser transportada.
- c) O sistema supervisor, que inclui uma placa de aquisição de dados, permite a visualização e a gravação de dados do processo de secagem de alimentos como, por exemplo, temperatura da câmara de secagem.
- d) O sistema supervisor permite também a modificação da vazão de ar e da sua temperatura para secagem.
- e) Os arquivos gerados e gravados no computador possibilitam o estudo do desempenho do secador solar após a secagem, por isso o sistema de controle constitui em uma importante ferramenta para pesquisas na área de secagem de alimentos.
- f) O programa do sistema supervisor é totalmente aberto e, portanto, pode ser modificado de acordo com as necessidades do usuário.
- g) Comercialmente, a técnica de controle fuzzy, implementada na presente tese pode ser adaptada usando sensores baratos, o que diminui os custos do equipamento de secagem.
- h) É importante ressaltar que mudanças estruturais na planta de secagem não implicam necessariamente no projeto de um novo controlador ou mesmo na sintonia de parâmetros, pois controlador fuzzy empregado é bastante robusto e, de certo modo, independe do tipo de planta de secagem.

- i) A diferença entre a maior e a menor temperatura medida no interior da câmara de secagem foi inferior a 5 °C. Esta diferença de temperatura era esperada, uma vez que a câmara não é equipada com um mecanismo adequado para distribuir o fluxo de ar quente de modo uniforme. Essa diferença de temperatura entre regiões do secador pode causar uma discrepância relevante no teor de umidade final entre os alimentos dispostos nas bandejas. Mas esse efeito pode ser minimizado alternando a posição das bandejas durante o processo de secagem e/ou projetando um distribuidor de ar para a câmara de secagem.

6.2. Dos modelos de secagem analisados para obter a difusividade de água em banana D_{AB} , o coeficiente externo de transferência de matéria k_M e o calor latente de vaporização de água em banana L_{alim}

Os testes dos modelos da presente tese, usando os dados experimentais obtidos pelo grupo de trabalho do autor, apresentaram os seguintes resultados:

- i) Quando o número de Biot Bi_M é deixado como um parâmetro *livre*, ou seja, quando ele é determinado durante a correlação dos dados experimentais, é obtida tanto a difusividade de água em banana D_{AB} , assim como o coeficiente externo de transferência de matéria k_M .
- ii) Quando é considerado o encolhimento no raio R de banana, em geral, os valores obtidos para a difusividade D_{AB} e para o coeficiente k_M , tendem a representar melhor o fenômeno físico de difusão de água no alimento.
- iii) A modelagem do calor latente serviu para testar a *suposição* de que $L_{alim} > L_{água}$, ou seja, para dada pressão e temperatura, o calor latente de vaporização da água em alimento é maior que o calor latente de vaporização da água pura.
- iv) O calor latente de vaporização de água em banana, L_{alim} , aumentou com a diminuição da concentração aquosa na fruta, conforme foi previsto na teoria.
- v) O calor latente, L_{alim} , teve um aumento mais acentuado quando não se considerou o encolhimento no raio R e no comprimento $2L$ da fruta, em relação à consideração destes efeitos.

- vi) Quando se considera o encolhimento no raio R e no comprimento $2L$ da fruta, se obtém um valor de calor latente, L_{alim} , que parece ser consistente com o valor obtido para outros alimentos e sempre $L_{\text{alim}} > L_{\text{água}}$.

Os testes dos modelos da presente tese, usando dados experimentais de Queiroz (1994) e sua comparação com as simulações realizadas por Lima (1999), apresentaram os seguintes resultados:

- a) Os valores obtidos com o modelo simples apresentado neste trabalho, tanto para o coeficiente externo de transferência de matéria k_M assim como para a difusividade de água em banana D_{AB} , concordam com valores calculados por Lima (1999) usando métodos numérico, pelo modelo (III), com condição de contorno convectiva e encolhimento do fruto.
- b) O encolhimento deve ser considerado no modelo de secagem de frutas, porque se obtém valores dos parâmetros de transporte k_M e D_{AB} , assim como do número de Biot Bi_M que representam melhor o fenômeno de secagem, que se não fosse admitido o encolhimento.
- c) A resistência interna à transferência de matéria, $1/D_{AB}$ assim como a resistência externa à transferência de matéria $1/k_M$, respectivamente, calculada neste trabalho e a avaliada por Lima (1999) pelo modelo (III), são quase coincidentes.
- d) Os parâmetros de transporte k_M e D_{AB} são obtidos naturalmente do modelo desenvolvido no presente trabalho, não se necessita de experimento-extra para determinar cada um deles, também não é necessário o uso de alguma correlação para obtê-los.
- e) A modelagem para calcular o calor latente de vaporização de água em banana, L_{alim} , serviu para testar a *tese* de que $L_{\text{alim}} > L_{\text{água}}$; o que contraria o que admitiu Lima (1999) nas suas simulações, ou seja, ele considerou que $L_{\text{alim}} \cong L_{\text{água}}$. É necessário ter disponível o programa computacional desenvolvido por Lima (1999) ou implementá-lo computacionalmente, para poder verificar as conseqüências de usar $L_{\text{alim}} > L_{\text{água}}$ nos parâmetros de transporte obtidos por Lima (1999).
- f) O calor latente de vaporização de água em banana, L_{alim} , obtido a partir de dados experimentais de Queiroz (1994), aumenta com a diminuição da concentração aquosa na fruta; também contrariando a suposição de Lima (1999), que admitiu nas suas simulações que $L_{\text{alim}} \cong L_{\text{água}}$.

- g) Quando se considera o encolhimento no raio R e no comprimento $2L$ da fruta, se obtém um valor de calor latente, L_{alim} , a partir de dados de Queiroz (1994) e apresentados no trabalho de Lima (1999); que parece ser consistente com o valor obtido para outros alimentos e sempre $L_{\text{alim}} > L_{\text{água}}$.
- h) Como o calor latente de vaporização de água em banana, $L_{\text{alim}} \gg L_{\text{água}}$, é maior a energia que se gasta para evaporar água do alimento em comparação com a energia consumida quando se considera que $L_{\text{alim}} \cong L_{\text{água}}$. É evidentemente, devido a este fator, o custo de secagem é aumentado quando $L_{\text{alim}} \gg L_{\text{água}}$, que se $L_{\text{alim}} \cong L_{\text{água}}$. *Possivelmente* a suposição de usar uma maior potência no projeto de um secador seja importante já que se for subdimensionada a potência do equipamento, não será possível secar adequadamente o alimento no tempo previsto para secagem.
- i) Como a principal energia para secagem é a empregada para evaporar água do alimento, em um projeto de um secador para frutos tropicais deve ser considerado tanto o valor selecionado para a difusividade D_{AB} como da potência de secagem, na qual está implícito o valor selecionado para o calor latente de vaporização de água no alimento L_{alim} .

Apêndice A

Modelagem do processo de secagem para cilindro infinito

Complementando a modelagem desenvolvida no capítulo (3), neste apêndice são propostas metodologias para determinar o calor latente de vaporização, a quantidade de água perdida pelo alimento, o tempo médio para aquecer o alimento, assim como o tempo para evaporar água e a energia correspondente para vaporização. Além disto, são modeladas a potência para o aquecimento do alimento e para evaporar água.

Para o aquecimento do alimento desde T_1 até T_2 , são apresentados modelos para números de Biot de transferência de energia $Bi_C > 100$, pois facilita os cálculos, embora um Biot $Bi_C > 100$ nem sempre represente a realidade experimental. Já para T_2 , quando ocorre evaporação de água, se considera um Biot genérico Bi_C , embora isto seja inconsistente com o considerado antes. É possível realizar a modelagem considerando nas duas etapas que ambos números de Biot Bi_C são genéricos.

A.1. Introdução à modelagem do processo de secagem para geometria de cilindro infinito

Na primeira etapa da modelagem, ou seja, no tempo para que o alimento seja aquecido da temperatura inicial T_1 até a temperatura média de secagem T_2 , dependendo da geometria é admitido um ou dois números de Biot. Ou seja, para cilindro infinito existe somente o número de Biot de transferência de energia na dimensão radial, $Bi_C = h_{conv}R/k$, mas para cilindro finito já existem tanto o número de Biot anterior com um Biot na dimensão longitudinal, $Bi_C = h_{conv}L/k$. Nesta modelagem é admitido que tanto o coeficiente global h_{conv} como a condutividade térmica do alimento, k , tem o mesmo valor tanto na dimensão radial como na axial. Além disto, se considera que há pouca perda de água no pequeno tempo para aquecer a camada de alimento.

Na segunda etapa da modelagem, ou seja, para calcular o calor latente, depois de atingida a temperatura média de secagem T_2 , é admitido que a energia que chega à superfície do alimento é usada principalmente para evaporar água. Com isto, a partir da condição de contorno na superfície, para transferência de energia, é possível relacionar a energia que chega à superfície por convecção e radiação, com o fluxo de água que sai do alimento, obtendo-se o calor latente de vaporização.

A.2. Tempo, energia e potência necessária para aquecer um alimento em forma de cilindro infinito, para números genéricos de Biot Bi_C

Na presente etapa o alimento é aquecido desde a temperatura inicial T_1 até T_2 , temperatura média de secagem. As deduções apresentadas são válidas para qualquer número de Biot Bi_C , mas são particularizadas para $Bi_C > 100$ na *seção (A.2.1)*.

O fluxo de calor na superfície do cilindro infinito de raio $R(m)$, usando o coeficiente convectivo h_{conv} em um meio a T_∞ , é dado por:

$$-k \frac{\partial T}{\partial r} = h_{conv} (T_{sup} - T_\infty) - L_{alim} \frac{1}{A} \frac{\partial M_A}{\partial t} \quad r = R \quad (A.1)$$

Na equação anterior a área de fruto exposta à transferência de energia, $A(m^2)$, é a área lateral da fatia de banana, $A = 2\pi R(2L_x)$, considerando-a como um cilindro infinito, sendo $2L(m) = 2L_x$ o comprimento da fatia de banana. Em uma secagem empregando somente convecção, em geral a temperatura do ar $T_\infty > T_{sup}$ e, portanto, o termo $h_{conv} (T_{sup} - T_\infty) < 0$ e $-k\partial T/\partial r < 0$, porque o alimento está sendo aquecido, ou seja, o calor entra na fruta no sentido superfície/centro; mas o termo $-L_{alim} (1/A)(\partial M_A / \partial t) > 0$, porque $L_{alim} > 0$ porque o alimento está recebendo energia para evaporar água e $\partial M_A / \partial t < 0$.

Como uma primeira aproximação e para facilitar a solução da equação diferencial de transferência de energia, dada pela Eq.(3.7), do *capítulo (3)*, é admitido que no tempo de aquecimento o último termo da Eq.(A.1) é desprezível, resultando na condição de contorno:

$$-k \frac{\partial T}{\partial r} = h_{conv} (T_{sup} - T_\infty) \quad r = R \quad (A.2)$$

As outras condições limites são as seguintes:

$$T(r; 0) = T_1 \quad t = 0 \quad (A.3)$$

$$-k \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad r = 0 \quad (A.4)$$

Resolvendo a Eq.(3.7), usando as condições de contorno das Eqs.(A.2) a (A.4), se obtém para um número de Biot genérico, $Bi_C = h_{conv}R/k$ (Crank, 1968, Luikov, 1968), que:

$$\frac{T - T_\infty}{T_1 - T_\infty} = \sum_{n=1}^{\infty} B_n J_0\left(\frac{\mu_n r}{R}\right) \exp\left(\frac{-\mu_n^2 \alpha t}{R^2}\right) \quad (A.5)$$

$$Bi_C J_0(\mu_n) = \mu_n J_1(\mu_n) = h_{global}(R/k) J_0(\mu_n) \quad (A.6)$$

$$A_n = \frac{2Bi_C}{J_0(\mu_n)(Bi_C^2 + \mu_n^2)} \quad (A.7)$$

Nas equações anteriores, a função de Bessel de primeira espécie e de ordem zero e de ordem um, respectivamente, $J_0(\mu_n)$ e $J_1(\mu_n)$, são dadas pelas séries:

$$J_0(\mu_n) = 1 - \frac{\mu_n^2}{2^2} + \frac{\mu_n^4}{2^2 4^2} - \frac{\mu_n^6}{2^2 4^2 6^2} + \dots \quad (A.8)$$

$$J_1(\mu_n) = \frac{\mu_n}{2} - \frac{\mu_n^3}{2^2 4} + \frac{\mu_n^5}{2^2 4^2 6} - \frac{\mu_n^7}{2^2 4^2 6^2 8} + \dots \quad (A.9)$$

As Eqs.(A.5) a (A.9) para transferência de energia são similares às Eqs.(3.13) a (3.17.) para transferência de matéria, vistas no *capítulo (3)*. Os autovalores μ_n e os parâmetros A_n são apresentados na Tabela (3.1).

Integrando a Eq.(A.5) de $r = 0$ a $r = R$, para a unidade de volume do cilindro, é obtida a temperatura média na fatia, $T_M = T_{média}$. Ou seja a integração é realizada substituindo a temperatura T da Eq.(A.5) na equação seguinte:

$$T_M = \frac{\int T dV}{\int dV} = \frac{\int_0^R T r dr}{R^2 / 2} \quad (A.10)$$

Depois de substituir T da Eq.(A.5) na (A.10), resulta:

$$\frac{T_M - T_\infty}{T_1 - T_\infty} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{4Bi_C^2 \exp\left(\frac{-\mu_n^2 \alpha t}{R^2}\right)}{\mu_n^2 (\mu_n^2 + Bi_C^2)} \quad (A.11)$$

Esta equação que é dada para transferência de energia é similar à Eq.(3.19) para transferência de matéria, vista no *capítulo (3)*.

A metodologia que foi desenvolvida nesta seção embora simples poderia ser empregada para calcular o coeficiente global h_{conv} da Eq.(A.2) para número genérico de Biot Bi_C . Isto seria possível combinando a condição de contorno da Eq.(A.2) e a Eq.(A.5). Fazendo $r = R$ na Eq.(A.5) se obtém T_{sup} da Eq.(A.2) e da derivada da Eq.(A.2), $-k\partial T/\partial r$ para $r = R$, se obtém o primeiro membro da Eq.(A.2). A partir da substituição de T_{sup} e do fluxo etc. na Eq.(A.2), usando os dados experimentais, é possível obter h_{conv} , para um Biot genérico Bi_C .

É possível empregar as equações da presente seção para calcular o tempo, a energia e a potência necessária para aquecer um cilindro infinito, para número genérico de Biot Bi_C . É realizada uma particularização do mencionado antes, para números de Biot $Bi_C > 100$, na próxima seção.

A.2.1. Tempo, energia e potência necessária para aquecer um alimento em forma de cilindro infinito, para números de Biot $Bi_C > 100$

Se estiverem disponíveis dados experimentais ou correlações para calcular h_{conv} , é possível avaliar o número de Biot $Bi_C = h_{conv}R/k$. Mas, se não estão disponíveis valores de h_{conv} , o procedimento a seguir simplifica muito os cálculos, embora seja inconsistente com outro passo matemático apresentado na seção (A.3).

Quando o número de Biot $Bi_C \rightarrow \infty$, da Eq.(A.11) se obtém o seguinte parâmetro $4Bi_C^2/[\mu_n^2(\mu_n^2 + Bi_C^2)] \cong 4/[\mu_n^2(\mu_n^2/Bi_C^2 + 1)] \rightarrow 4/\mu_n^2$. Os autovalores μ_n correspondentes são dados pela Eq.(A.6), os quais são reproduzidos na Tabela (3.1) e valem $\mu_1 = 2,4048$, $\mu_2 = 5,5201$, $\mu_3 = 8,6537$ etc. Substituindo na Eq.(A.11) o parâmetro e os autovalores mencionados, resulta para $Bi_C > 100$:

$$\frac{T_M - T_\infty}{T_1 - T_\infty} = \frac{4\exp(-2,4048^2 at/R^2)}{2,4048^2} + \frac{4\exp(-5,5201^2 at/R^2)}{5,5201^2} + \frac{4\exp(-8,6537^2 at/R^2)}{8,6537^2} + \dots \quad (\text{A.12})$$

A equação anterior pode ser reescrita, destacando os três primeiros da série, para $Bi_C > 100$, como:

$$\frac{T_M - T_\infty}{T_1 - T_\infty} = 0,692\exp(-5,783at/R^2) + 0,131\exp(-30,472at/R^2) + 0,053\exp(-74,887at/R^2) + \dots \quad (\text{A.13})$$

Se for usado somente o primeiro termo da Eq.(A.13), para número de Fourier $F_{OM} > 0,15$ com um desvio $< |1\%|$, o tempo de aquecimento da fatia de alimento, $t_{aquec}(s)$, de T_1 até a temperatura média de secagem, T_M , para $Bi_C > 100$, é dado por:

$$t_{aquec} = \frac{\rho C_p R^2}{5,783k} \ln \left[\frac{0,692(T_1 - T_\infty)}{(T_M - T_\infty)} \right] \quad (\text{A.14})$$

Para uma camada delgada de alimentos, em geral, o tempo dado pela Eq.(A.14) é da ordem de minutos. Nos cálculos com a Eq.(A.14) pode ser usado um valor médio para a densidade, ρ , e o calor específico do alimento, C_p , na faixa de temperatura T_1 a T_M . O calor específico pode ser avaliado pela Eq.(2.11) ou (2.12) ou (2.13), do *capítulo (2)*.

A energia gasta para aquecer a fatia de banana de massa $M = M_A + M_S$, desde T_1 até a temperatura média de secagem, $T_2 = T_M$, é dada por:

$$\text{Energia para aquecer fruta (J)} = (M_A + M_S) C_p (T_M - T_1) \quad (\text{A.15})$$

A massa M_A pode ser calculada genericamente pela Eq.(3.19) do *capítulo (3)*, a partir do tempo para aquecer a fatia, t_{aquec} , dado pela Eq.(A.14), para qualquer número de Biot Bi_M . Poderia ser usado na Eq.(A.14) um valor médio entre M_{A0} e M_A . Mas, se o tempo de aquecimento for muito pequeno $M_A \cong M_{A0}$, ou seja, a massa do alimento é a sua massa inicial, supondo que não há perda de sólidos. A energia dada pela Eq.(A.14) representa o calor sensível para o aquecimento do alimento.

A potência para o aquecimento na faixa de temperatura T_1 a T_M é dada pela divisão da Eq.(A.15) pelo tempo, $t_{aquec}(s)$, da Eq.(A.14), para $Bi_C > 100$:

$$\text{Potência para aquecer fruta}(W) = \frac{(M_A + M_S)Cp(T_M - T_1)}{t_{\text{aquec}}} = \frac{5,783k(M_A + M_S)Cp(T_M - T_1)}{\rho Cp R^2 \ln \left[\frac{0,692(T_1 - T_\infty)}{(T_M - T_\infty)} \right]} \quad (\text{A.16})$$

A.3. Calor latente de vaporização de água de um alimento em forma de cilindro infinito, para números genéricos de Biot, Bi_M e Bi_C

Nesta etapa é considerado que o alimento (fruta) se encontra à temperatura média de secagem, que é aproximadamente constante, T_2 .

Na seção (2.2.3) do capítulo (2) foi apresentada uma metodologia para calcular o calor latente de vaporização da água em alimentos, L_{alim} , baseando-se na pressão de vapor da solução aquosa do alimento em função da temperatura. Nesta seção é apresentada uma proposta para o cálculo simplificado do calor latente L_{alim} .

Se for usada a condição de contorno genérica apresentada a seguir na Eq.(A.17), como aparece o termo $h_{\text{conv}}(T_\infty - T_{\text{sup}})$, é possível usar um número de Biot genérico $Bi_C = h_{\text{conv}}R/k$, para avaliar o calor latente de vaporização.

A metodologia simplificada para calcular o calor latente, L_{alim} , está baseada em uma condição de contorno usada no balanço de energia, durante o processo de secagem de um alimento.

É admitido que existe resistência externa à transferência de matéria, ou seja, $Bi_M \neq \infty$. É imposto que pode existir resistência à transferência de energia no exterior da partícula, ou seja, que o número de Biot $Bi_C = h_{\text{conv}}R/k \neq \infty$.

Para fixar idéias, se supõe que a secagem é realizada para fatias delgadas de alimento, em forma de cilindro infinito. Para uma fatia muito fina, depois de um certo tempo de aquecimento do alimento, ele atinge uma temperatura aproximadamente igual à temperatura média de secagem T_M e permanece, aproximadamente, a esta temperatura e a energia é usada fundamentalmente para evaporar água na superfície do sólido. Portanto, após este tempo inicial, que é da ordem de minutos para uma camada delgada de alimento, o termo do gradiente de temperatura $-k\partial T/\partial r \rightarrow 0$ e da Eq.(A.1) se obtém:

$$h_{\text{conv}}(T_{\text{sup}} - T_\infty) = L_{\text{alim}} \frac{1}{A} \frac{\partial M_A}{\partial t} \quad r = R \quad (\text{A.17})$$

Da Eq.(A.17) conclui-se que a energia que chega à superfície do alimento por convecção é usada somente para evaporar água, quando se admite que uma camada delgada de alimento se mantém à temperatura aproximadamente constante e igual à temperatura média de secagem T_M .

O termo $\partial M_A/\partial t$ da Eq.(A.17) é obtido da derivada da Eq.(3.19), usando somente o primeiro termo da série e em conseqüência o primeiro parâmetro B_1 , resultando para um Biot genérico Bi_M , que:

$$\frac{\partial M_A}{\partial t} = (M_{A0} - M_{A\infty}) \left(\frac{-\mu_1^2 D_{AB}}{R^2} \right) B_1 \exp \left(\frac{-\mu_1^2 D_{AB} t}{R^2} \right) \quad (A.18)$$

Pode-se avaliar o calor latente, L_{alim} , substituindo a Eq.(A.18) na Eq.(A.17), usando os parâmetros D_{AB} , h_{conv} , L , T_{sup} , T_{∞} , M_{A0} e $M_{A\infty}$.

Embora na Eq.(A.18) existe uma funcionalidade com o tempo, observa-se que o conteúdo de água do alimento varia durante o processo de secagem, $\partial M_A/\partial t$, e que portanto o calor latente é uma função do conteúdo aquoso, M_A , da pressão e da temperatura de secagem. Ou seja, o calor latente não é uma função do tempo, mas somente do conteúdo aquoso, da pressão e da temperatura, em condições ideais. A funcionalidade do calor latente com o conteúdo aquoso, M_A , pode ser obtido combinando o primeiro termo da Eq.(A.18) com o primeiro da Eq.(3.19), resultando $\partial M_A/\partial t = (-\mu_1^2 D_{AB}/R^2)(M_A - M_{A\infty})$.

Substituindo a Eq.(A.18) na (A.17) e fazendo $A_{lateral} = 2\pi R(2L) = 2\pi R(2L_x)$, se avalia o calor latente de vaporização da água no alimento, L_{alim} , para Bi_M genérico, dado por:

$$L_{alim} \text{ (J/kg)} = \frac{A_{lateral} h_{global} (T_{sup} - T_{\infty})}{\partial M_A/\partial t} = \frac{2\pi R(2L) h_{global} (T_{sup} - T_{\infty})}{(M_{A0} - M_{A\infty}) \left(\frac{-\mu_1^2 D_{AB}}{R^2} \right) B_1 \exp \left(\frac{-\mu_1^2 D_{AB} t}{R^2} \right)} \quad (A.19)$$

Nota-se que na Eq.(A.19) os parâmetros como, por exemplo, D_{AB} , R , L , T_{sup} e t , podem modificar-se durante o processo de secagem.

Pode ser usado um artifício experimental interessante para obter o calor latente de vaporização da água no alimento, L_{alim} , que é submergir o alimento em água e retirá-lo rapidamente, para que ele fique molhado com água. Com este artifício deveria ser obtido um valor de calor latente no começo do processo de secagem muito próximo ao da água pura e, posteriormente, este valor deveria ir aumentando porque fica cada vez mais difícil retirar água

do interior do alimento etc. Ou seja, o calor latente de vaporização de água em um alimento, L_{alim} , deve ser maior que o de vaporização da água pura, $L_{\text{água}}$. Por exemplo, o calor de vaporização da água a uma atmosfera ($1 \text{ atm} \cong 101,35 \text{ kPascal}$) e temperatura de $100 \text{ }^\circ\text{C}$ é $L_{\text{água}} = (2.676,1 - 419,04) \text{ kJ/kg} = 2.257,06 \text{ kJ/kg} = 2.257.060,0 \text{ J/kg}$ (Heldman e Singh, 1981), que representa a diferença entre a energia do vapor saturado e do líquido saturado.

Então, considerando que após o tempo de aquecimento, t_1 , o calor latente $L_{\text{alim}} \cong L_{\text{água}}$, da Eq.(A.19), se pode obter o termo $\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})}$, como um valor médio, o qual pode ser usado como aproximadamente constante durante o processo de secagem. Ou seja:

$$\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})} \cong \frac{L_{\text{água}} (M_{A0} - M_{A\infty}) \left(\frac{-\mu_1^2 D_{AB}}{R_1^2} \right) B_1 \exp\left(\frac{-\mu_1^2 D_{AB} t_1}{R_1^2} \right)}{2\pi R_1 (2L_1)} \quad (\text{A.20})$$

Na Eq.(A.20) são incluídos subíndices (1) em alguns parâmetros, para destacar que eles são calculados no tempo $t = t_1$.

Como o tempo t_1 é da ordem de 5 a 20 minutos, às vezes é conveniente substituir t_1 por $t = 0$, na Eq.(A.20). Nota-se que na Eq.(A.20) os valores de R e L correspondem a $t = t_1$ ou para $t = 0$, dependendo da escolha para cálculo.

Admitindo um valor médio $\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})}$ da Eq.(A.20), com a possibilidade de o comprimento do alimento se modificar durante o processo, $L = 2L_x$, assim como o seu raio, R , é possível calcular um valor médio de calor latente, $\overline{L_{\text{alim}}}$. Multiplicando o primeiro termo da Eq.(A.19), L_{alim} , e o terceiro membro desta equação por dt , integrando de $t = t_1$ até $t = t_2$, usando que $\int e^{at} dt = (1/a)e^{at}$ e que $\int L_{\text{alim}} dt = \overline{L_{\text{alim}}}(t_2 - t_1)$, resulta em:

$$\begin{aligned} \overline{L_{\text{alim}}} \text{ (J/kg)} &= \frac{\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})} 2\pi R(2L) \{ \exp(\mu_1^2 D_{AB} \frac{t_2}{R^2}) - \exp(\mu_1^2 D_{AB} \frac{t_1}{R^2}) \}}{-(t_2 - t_1) \left(\frac{\mu_1^2 D_{AB}}{R^2} \right)^2 (M_{A0} - M_{A\infty}) \frac{4}{\mu_1}} = \\ &= \frac{\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})} 2\pi R(2L)}{-(t_2 - t_1) \left(\frac{\mu_1^2 D_{AB}}{R^2} \right)^2} \left(\frac{1}{(M_{A2} - M_{A\infty})} - \frac{1}{(M_{A1} - M_{A\infty})} \right) \end{aligned} \quad (\text{A.21})$$

Quando t_1 é muito pequeno às vezes é conveniente fazer $t_1 = 0$ e $M_{A1} = M_{A0}$, o que facilita os cálculos; mas às vezes é necessário usar mais de um termo da série para avaliar M_A . Valores médios experimentais de massa de água, M_{A1} e M_{A2} , ou os seus correspondentes valores dados pela Eq.(3.19), $\partial M_A/\partial t \cong (M_{A2} - M_{A1})/(t_2 - t_1)$, também podem ser empregados na Eq.(A.19) para calcular o calor latente médio resultando em:

$$\bar{L}_{\text{alim}} (\text{J/kg}) = \frac{\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})2\pi R(2L)(t_2 - t_1)}}{(M_{A2} - M_{A1})} = \frac{\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})2\pi R(2L)(t_2 - t_1)}}{(M_{A0} - M_{A\infty})B_1 [\exp(-\mu_1^2 D_{AB} \frac{t_2}{R^2}) - \exp(-\mu_1^2 D_{AB} \frac{t_1}{R^2})]} \quad (\text{A.22})$$

O calor latente L_{alim} é calculado usando parâmetros como a área lateral do cilindro $A_{\text{lateral}} = 2\pi R(2L) = 2\pi R(2L_x)$, D_{AB} , k , L , M_{A0} e $M_{A\infty}$. Nota-se que o parâmetro D_{AB} já foi calculado usando o modelo desenvolvido no *capítulo (3)*. O calor latente para o alimento calculado pela Eq.(A.21) ou (A.22) deve ser maior que o da água pura à mesma temperatura, $L_{\text{alim}} > L_{\text{água}}$.

O valor do calor latente de vaporização, L_{alim} , se modifica com o conteúdo de água no alimento, aumentando à medida que diminui a concentração aquosa no alimento. Mas, no limite, quando a concentração aquosa tende à concentração da água pura, o calor latente de vaporização do alimento tende ao da água pura, ou seja, $L_{\text{alim}} \rightarrow L_{\text{água}}$.

A.4. Energia e potência para evaporar água do alimento em forma de cilindro infinito para números genéricos de Biot, Bi_M e Bi_C

Nesta seção é realizada a modelagem para evaporar água do alimento para números de Biot genéricos. Para Bi_M e Bi_C genéricos, avalia-se a energia (J) mínima necessária para evaporar água de t_1 a t_2 , dada por $L_{\text{alim}}(\partial M_A/\partial t)(t_2 - t_1) \cong \bar{L}_{\text{alim}} \{(M_{A2} - M_{A1})/(t_2 - t_1)\}(t_2 - t_1)$. Ou seja, da Eq.(A.21) ou (A.22), resulta:

$$\begin{aligned} \text{Energia para evaporar água (J)} &\cong \bar{L}_{\text{alim}} (M_{A2} - M_{A1}) = \overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})2\pi R(2L)(t_2 - t_1)} = \\ &= (M_{A2} - M_{A1}) \frac{\overline{h_{\text{global}}(T_{\text{sup}} - T_{\infty})2\pi R(2L)}}{(t_2 - t_1) \left(\frac{\mu_1^2 D_{AB}}{R^2} \right)^2} \left(\frac{1}{(M_{A2} - M_{A\infty})} - \frac{1}{(M_{A1} - M_{A\infty})} \right) \end{aligned} \quad (\text{A.23})$$

As massas M_{A1} e M_{A2} são calculadas pela Eq.(3.19) ou são valores experimentais e o calor latente \bar{L}_{alim} pode ser avaliado pela Eq.(A.21) ou (A.22).

A potência mínima para evaporar água é dada por $L_{alim}(\partial M_A/\partial t) \cong \bar{L}_{alim} (M_{A2} - M_{A1})/(t_2 - t_1)$. Da Eq.(A.21) ou (A.22) ou ainda da Eq.(A.23), resulta:

$$\begin{aligned} \text{Potência para evaporar água}(W) &= \frac{\bar{L}_{alim} (M_{A2} - M_{A1})}{t_{evap}} = \frac{\bar{L}_{alim} (M_{A2} - M_{A1})}{t_2 - t_1} = \\ &= \overline{h_{global} (T_{sup} - T_{\infty}) 2\pi R(2L) (M_{A2} - M_{A1})} = (M_{A2} - M_{A1}) \frac{h_{global} (T_{sup} - T_{\infty}) 2\pi R(2L)}{-(t_2 - t_1)^2 \left(\frac{\mu_1 D_{AB}}{R^2}\right)^2} \left\{ \frac{1}{M_{A2} - M_{A\infty}} - \frac{1}{M_{A1} - M_{A\infty}} \right\} \end{aligned} \quad (A.24)$$

O tempo para evaporar água, t_{evap} , é o tempo gasto desde quando evapora a primeira molécula de água do alimento até o tempo quando termina o processo de secagem, a partir do valor da umidade U_{At} selecionada para o término do processo, assim como a correspondente massa de água no alimento M_{At} .

Para cálculos preliminares se pode admitir que a energia gasta para vaporizar água é, aproximadamente, a energia mínima para o processo de secagem e serve como parâmetro para início dos cálculos de secagem. Esta potência pode ser empregada para calcular o gasto mínimo de energia que se teria para a secagem, se fosse usada energia elétrica ou outra energia em vez de energia solar. Na realidade, nesta modelagem não foi incluída a energia para aquecer o alimento desde a temperatura média inicial T_1 até a média de início da vaporização da água T_2 . Isto se deve a que, em geral, a energia gasta como calor sensível, $M_{alim} C_{p,alim} (T_2 - T_1)$, para aquecer o alimento é muito menor que a energia gasta para evaporar água durante a secagem, $L_{alim} (M_{A2} - M_{A1})$.

A.5. Energia e potência necessária para aquecer o alimento e evaporar água para números de Biot genéricos, Bi_M e Bi_C

No aquecimento do alimento, de T_1 até T_M , foi admitido número de Biot $Bi_C > 100$ e para evaporar água, de t_1 até t_2 , foi admitido um Bi_C genérico.

A energia dada pela soma da Eq.(A.15) e (A.23) é a energia mínima para secar bananas desde uma temperatura inicial T_1 até uma temperatura de secagem $T_2 = T_M$, partindo

da massa de água M_{A0} até a massa de água M_{A2} . Ou seja, a equação final de cálculo da energia mínima para secagem é:

$$\begin{aligned} \text{Energia mínima (J)} &= (M_A + M_S)Cp(T_M - T_1) + \bar{L}_{alim}(M_{A2} - M_{A1}) = (M_A + M_S)Cp(T_M - T_1) + \frac{h_{global}(T_{sup} - T_{\infty})2\pi R(2L)(t_2 - t_1)}{\left(\frac{1}{M_{A2} - M_{A\infty}} - \frac{1}{M_{A1} - M_{A\infty}}\right)} \\ &= (M_A + M_S)Cp(T_M - T_1) + (M_{A2} - M_{A1}) \frac{h_{global}(T_{sup} - T_{\infty})2\pi R(2L)}{\left(\frac{\mu_1^2 D_{AB}}{R^2}\right)^2} \left(\frac{1}{M_{A2} - M_{A\infty}} - \frac{1}{M_{A1} - M_{A\infty}}\right) \end{aligned} \quad (A.25)$$

Assim como, a potência mínima para secagem é dada pela soma das Eqs.(A.16) e (A.24), usando o t_{aquec} dado pela Eq.(A.33):

$$\begin{aligned} \text{Potência mínima (J)} &= \frac{(M_A + M_S)Cp(T_M - T_1)}{t_{aquec}} + \frac{\bar{L}_{alim}(M_{A2} - M_{A1})}{t_{evap}} = \frac{5,783 k(M_A + M_S)Cp(T_M - T_1)}{\rho R^2 \ln \left[\frac{0,692(T_1 - T_{\infty})}{(T_M - T_{\infty})} \right]} + \frac{h_{global}(T_{sup} - T_{\infty})2\pi R(2L)(M_{A2} - M_{A1})}{\left(\frac{\mu_1^2 D_{AB}}{R^2}\right)^2} \left\{ \frac{1}{M_{A2} - M_{A\infty}} - \frac{1}{M_{A1} - M_{A\infty}} \right\} \\ &= \frac{5,783 k(M_A + M_S)Cp(T_M - T_1)}{\rho R^2 \ln \left[\frac{0,692(T_1 - T_{\infty})}{(T_M - T_{\infty})} \right]} + (M_{A2} - M_{A1}) \frac{h_{global}(T_{sup} - T_{\infty})2\pi R(2L)}{\left(\frac{\mu_1^2 D_{AB}}{R^2}\right)^2} \left\{ \frac{1}{M_{A2} - M_{A\infty}} - \frac{1}{M_{A1} - M_{A\infty}} \right\} \end{aligned} \quad (A.26)$$

Se o tempo para aquecer for muito pequeno, $M_A \cong M_{A0}$, mas em geral M_{At} deve ser avaliada pela Eq.(3.19), porque o tempo para evaporar água quase sempre é grande.

A.6. Cálculos do tempo, energia e potência necessária para aquecer alimento em forma de cilindro infinito e evaporar água

No capítulo (5) de *Resultados e discussão* são apresentados cálculos da modelagem apresentada neste *apêndice* para cilindro infinito, obtendo tempo, energia e potência necessária para aquecer alimento e evaporar água.

A.7. Outra modelagem para calcular a energia e a potência de secagem

Outra possibilidade para realizar algumas das modelagens apresentadas é através de um balanço global de energia para uma fatia de banana. Nesta modelagem é considerado que:

- b) A fatia de banana é disposta na posição horizontal, não existindo nela diferença de energia potencial gravitacional específica, $gy[m^2/s^2 = (kgm/s^2)m/kg = Nm/kg = J/kg]$, nem de energia cinética, $v^2/2(J/kg)$, nem de energia de pressão $P/\rho(J/kg)$. O termo P_1/ρ_1 representa o trabalho da pressão para que o fluido, em movimento global, entre no volume de controle, através de sua superfície de controle, e o termo P_2/ρ_2 , para que saia do volume de controle; o que é considerado inexistente ou desprezível para as fatias de banana analisadas nesta tese.
- c) As principais energias volumétricas (no volume de controle, v.c) para o processo são o calor sensível, $\rho C_p T(J/m^3)$, e o calor latente volumétrico, $\rho L_{alim}(J/m^3)$. O termo de calor sensível $\rho v C_p T(J/m^2)$ foi considerado nas superfícies de controle (s.c), mas o calor latente $\rho v L_{alim}(J/m^2)$ não foi considerado nestas superfícies. Estas energias integradas no volume da fatia e divididas pelo respectivo tempo, ou então integradas nas s.c., resulta na potência mínima do sistema de secagem, $\delta W/dt(J/s)$. Durante o aquecimento da fatia de banana, o termo $C_p T(J/kg)$ é importante neste processo transiente no v.c. No v.c. o termo $C_p T(J/kg)$ está relacionado à energia interna de uma fatia de banana, para um sistema à pressão constante, e quando somado com o termo $P/\rho(J/kg)$, resulta na entalpia $h(J/kg)$ nas s.c. A entalpia é considerada quando em um sistema existe fluxo global de um fluido entrando e saindo de suas superfícies de controles; o que não ocorre ou é desprezível para fatias de banana analisadas neste trabalho, como já foi mencionado.
- d) Toda a energia que chega à fatia de banana, por condução ou radiação, está incluída no termo de potência $\delta W/dt(J/s)$.
- e) A fatia de banana é estacionária, $\underline{v} = \underline{0}$, embora o ar de secagem se mova ao seu redor, com números de Biot Bi_C e Bi_M .
- f) O movimento de água dentro da fatia de banana pode ser considerado como difusivo puro, com difusividade D_{AB} ou se existisse alguma convecção ela poderia ser incorporada em um coeficiente efetivo de difusão D_{ef} . Portanto, se não existe convecção de água dentro da fatia de banana ou se ela é

desprezível, não tem sentido considerar atrito no fluido (água), porque ele não tem movimento global dentro da fatia, mas somente difunde dentro dela etc.

- g) Não existe velocidade de realização de trabalho (J/s), ou seja, de potência desenvolvida (W) devido à presença de bomba (*dentro da fatia de banana*) e devido ao atrito no fluido (dissipação viscosa), portanto o termo de potência $\delta W/dt(J/s) \rightarrow 0$.

O balanço macroscópico de energia para uma fatia de banana, considerada como um volume de controle, v.c., com superfície de controle, s.c., está dado por (Bird et al., 2002, Welty et al., 1969):

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{v.c.} \rho(C_p T + L_{vap} + gy + v^2/2 + \dots) dV + \int_{s.c.} \rho v \cdot n (C_p T + gy + v^2/2 + P/\rho + \dots) dA = \frac{\delta Q}{dt} - \frac{\delta W}{dt} \quad (A.27)$$

Todos os termos da Eq.(A.27) têm unidade de potência, J/s = W. Com as considerações (a) a (f), da Eq.(A.27) resulta:

$$\text{Potência para aquecer alimento e vaporizar água (W)} = \frac{\delta Q}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{v.c.} \rho(C_p T + L_{alim}) dV \quad (A.28)$$

Considerando um valor médio e aproximadamente constante para ρ , a Eq.(A.28) pode ser escrita como:

$$\text{Potência para aquecer alimento e vaporizar água (W)} = \frac{\delta Q}{dt} = \frac{\partial(MC_p T + ML_{alim})}{\partial t} \quad (A.29)$$

No início do processo de secagem, parte da energia é gasta para aquecer a fatia de banana e como ela é delgada, se pode admitir que ela se mantém a uma temperatura média, que é função somente do tempo, ou seja, $T_M = f(t)$. Como a massa da fatia $M = M_S + M_A$ é a massa de água mais a massa de sólidos, ela pode modificar-se em função do tempo, ou seja, $M = f(t)$, mas a dada pressão, tanto o calor específico $C_p = f(T; \text{concentração})$ e o calor latente de vaporização $L_{alim} = f(T; \text{concentração})$. Portanto da Eq.(A.29) o termo $\partial L_{alim}/\partial t = 0$, porque ao calor latente L_{alim} é função somente da concentração aquosa e da temperatura, para uma dada pressão. Com estas considerações, a Eq.(A.29) se transforma em:

$$\text{Potência para aquecer alimento e vaporizar água (W)} = \frac{\delta Q}{dt} = MCp \frac{\partial T}{\partial t} + CpT \frac{\partial M}{\partial t} + L_{\text{alim}} \frac{\partial M}{\partial t} \quad (\text{A.30})$$

O primeiro termo do segundo membro da Eq.(A.30), $MCp\partial T/\partial t = (M_A + M_S)Cp\partial T/\partial t$, é a potência consumida por calor sensível para aquecer a fatia de banana de massa M , o segundo termo, $CpT\partial M/\partial t = CpT\partial(M_A + M_S)/\partial t$, é o calor sensível devido à possível variação da massa em função do tempo e o terceiro termo, $L_{\text{alim}}\partial(M_A + M_S)/\partial t$, é a potência na evaporação. Substituindo $M = M_A + M_S$ na Eq.(A.30) e considerando que não há perda de massa de sólidos nem sua evaporação, ou seja, $\partial M_S/\partial t \rightarrow 0$, resulta:

$$\text{Potência para aquecer alimento e vaporizar água (W)} = \frac{\delta Q}{dt} = (M_S + M_A)Cp \frac{\partial T}{\partial t} + CpT \frac{\partial M_A}{\partial t} + L_{\text{alim}} \frac{\partial M_A}{\partial t} \quad (\text{A.31})$$

Nota-se na Eq.(A.31) o acoplamento da transferência de energia e matéria, em particular, nos termos $\partial T/\partial t$ e $\partial M_A/\partial t$, como era de se esperar, de acordo com considerações teóricas tecidas nesta tese. O único termo da Eq.(A.31) que não aparece na Eq.(A.26) é o segundo termo do segundo membro da Eq.(A.31), $CpT\partial M_A/\partial t$.

Para integrar a Eq.(A.31) podem ser usados valores médios para o tempo de aquecimento de $t = 0$, com M_{A0} , Cp_0 e T_1 a $t = t_1$ com M_{A1} , Cp_1 e T_M , quando se obtém a temperatura média de secagem T_M . A partir do tempo t_1 a massa de água se modifica de M_{A1} até atingir M_{A2} no tempo t_2 e, para esta faixa de tempo, o calor latente médio de vaporização é $\overline{L_{\text{alim}}}$, valores médios de $M_A = (M_{A0} + M_{A1})/2$ e de $\overline{Cp} = Cp\{(T_1 + T_M)/2\}$. Multiplicando o primeiro e o segundo membros da Eq.(A.31) por dt e integrando para o processo de secagem, considerando o calor sensível e o latente, resulta em:

$$\text{Energia para aquecer alimento e vaporizar água} = Q = (M_S + M_A) \overline{Cp} (T_M - T_1) + \overline{Cp} T_M (M_{A2} - M_{A1}) + \overline{L_{\text{alim}}} (M_{A2} - M_{A1}) \quad (\text{A.32})$$

O único termo da Eq.(A.32) que não aparece na Eq.(A.25) é o segundo termo do segundo membro da Eq.(A.32), $CpT_M(M_{A2} - M_{A1})$. Em geral, o último termo do segundo membro da Eq.(A.32) tem uma ordem de magnitude muito maior que os dois primeiros termos. Na secagem, em geral, $(T_M - T_1) > 0$ e $(M_{A2} - M_{A1}) < 0$, e o primeiro termo do segundo membro da Eq.(A.32), $(M_S + M_A)Cp(T_M - T_1)$, é da mesma ordem de magnitude do

terceiro termo, $C_p T_M (M_{A2} - M_{A1})$, mas de sinais contrários. Portanto, como os dois primeiros termos do segundo membro da Eq.(A.32) quase se anulam, a energia para aquecer o alimento e vaporizar água é, aproximadamente, a energia necessária para vaporizar água do alimento, como foi considerado no trabalho de Costa e Ferreira (2007).

A.8. Parâmetros de transporte e modelos de Lima (1999) para secagem de banana

Inicialmente são apresentados alguns dados de difusividade D_{AB} de água em banana, para número de Biot tendendo a infinito, sendo que alguns dos quais já foram analisados em uma publicação por Costa e Ferreira (2007), assim como dados de Karim e Hawlader (2005 a, b) e Lima (1999).

É apresentada uma discussão sobre os modelos desenvolvidos por Lima (1999) para empregá-los na simulação numérica da secagem de banana.

Além disto, são apresentados parâmetros de transporte obtidos por Lima (1999) nas simulações, sendo que alguns deles são comparados com os obtidos nesta tese no *capítulo (5) de Resultados e discussão*.

Lima (1999) apresenta em sua pesquisa uma série de dados de difusividade de água em banana. Em particular, ele considerou o limite para o coeficiente k_M tendendo a infinito, ou seja, o número de Biot de transferência de matéria $Bi_M = k_M L / D_{AB} \rightarrow \infty$, admitindo os parâmetros L e D_{AB} finitos; o qual resulta em uma situação limita analisada na presente tese, neste *capítulo*. Karim e Hawlader (2005 a, b) obtiveram difusividade de água em banana em função da temperatura, para dada velocidade do ar de secagem. Costa e Ferreira (2007) publicaram dados e cálculos preliminares de difusividade molecular de água em bananas. Por exemplo, para temperatura do ar de secagem $T_a \cong 50$ °C os valores de $D_{AB} = 2,31 \cdot 10^{-10}$ m²/s de Lima (1999) e de Costa e Ferreira (2007) $D_{AB} = 2,44 \cdot 10^{-10}$ m²/s, diferem em apenas 5,6 %. Ou seja, para $T_a \cong 50$ °C o modelo para placa analisado por Costa e Ferreira (2007) *respondeu* bem e de similar maneira que o apresentado por Lima (1999) usando um modelo para sólido esferoidal prolato (forma de uma banana).

Similares comparações podem ser feitas para os resultados obtidos por Karim e Hawlader (2005 a, b). Ou seja, o valor de difusividade $D_{AB} = 0,98 \cdot 10^{-10}$ m²/s a 40 °C e velocidade do ar $v_{ar} = 0,7$ m/s, apresentado por Karim e Hawlader (2005 a, b), é similar ao valor $D_{AB} = 0,93 \cdot 10^{-10}$ m²/s a 29,9 °C e $v_{ar} = 0,37$ m/s de Lima (1999), usando condição de

contorno convectiva, encolhimento do fruto e $k_M \rightarrow \infty$. Assim como o valor de $D_{AB} = 2,4110^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a $60 \text{ }^\circ\text{C}$, apresentado por Karim e Hawlader (2005 a, b), é similar ao valor $D_{AB} = 2,3110^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ a $49,9 \text{ }^\circ\text{C}$ de Lima (1999).

Em geral, Lima (1999) avaliou o calor específico e a condutividade térmica de banana, respectivamente, pelas equações: $C_p(\text{Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}) = 837 + 33,49\text{Mu}$, que é similar à Eq.(2.12), e $k(\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}) = 0,148 + 0,00493\text{Mu}$, que é igual à Eq.(2.8). Mas, em um exemplo apresentado na discussão de seus resultados, Lima (p.203, 1999) para temperatura de $27 \text{ }^\circ\text{C}$ calculou a difusividade térmica de banana como sendo $\alpha = k/(\rho C_p) = 1,4710^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, usando os seguintes dados da literatura para a fruta: $k = 0,481 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, $\rho = 980 \text{ kg/m}^3$ e $C_p = 3.346 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$. Os dados de k e ρ usados por Lima (1999) são do trabalho de Sweat (1974), para banana com umidade $\text{Mu} = 75,7 \%$. Empregando essa difusividade térmica no cálculo preliminar para temperatura $T_A = 39,9 \text{ }^\circ\text{C}$, desprezando as mudanças das propriedades com a temperatura, e usando $D_{AB} = 1,4010^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$, da Tabela (3.1), que foi calculada por Lima (1999), se obtém o número de Luikov, $\text{Lu} = 0,000952 = 1/\text{Le} = 1.050 = (1,4010^{-10} \text{ m}^2/\text{s})/(1,4710^{-7} \text{ m}^2/\text{s})$. Portanto, o processo de secagem, no interior do alimento, para esta análise realizada por Lima (1999), está dominado pela difusão interna de matéria, porque o número de Luikov é $\text{Lu} \ll 1$. Cálculos similares podem ser realizados para os dados de Costa e Ferreira (2007), concluindo-se que o processo de transferência de matéria e energia está dominado pela difusão de água no interior das bananas.

Usando a Eq.(2.8), do capítulo (2), se obtém que para $k = 0,481 \text{ Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, corresponde a bananas com $\text{Mu} = 67,5 \%$ de água. Já para um calor específico $C_p = 3.346 \text{ Jkg}^{-1}\text{C}^{-1}$, corresponderia uma umidade $\text{Mu} = 66,6 \%$, de acordo com a Eq.(2.11).

Lima (1999) baseou-se em um trabalho de difusão de calor em um esferóide prolato (forma aproximada de uma banana) publicado por Haji-Sheik e Sparrow (1966). Segundo Lima (1999), Haji-Sheik e Sparrow (1966) apresentam uma solução analítica para o problema de difusão de calor no citado sólido. Na sua tese Lima (1999) ampliou a solução apresentada por Haji-Sheik e Sparrow (1966), para difusão de matéria, para obter a distribuição (perfil) de umidade no interior do sólido esferoidal prolato.

Devido à complexidade da solução do problema de difusão de matéria proposto por Lima (1999), algumas considerações foram adotadas por ele:

- a) O sólido é homogêneo (banana) e com propriedades físicas constantes.
- b) A teor de umidade é simétrico em relação ao eixo z ao longo do processo de secagem.

- c) A secagem ocorre sob condições de equilíbrio na superfície, com teor de umidade constante, igual ao teor de umidade de equilíbrio.
- d) O encolhimento do material é desprezível durante o processo de secagem.
- e) O teor de umidade é uniforme no início da secagem.
- f) O único mecanismo de transporte de umidade no interior do sólido é o de difusão em fase líquida. A água evapora na superfície do material.
- g) O coeficiente de difusão é constante.

A partir das considerações (a) a (g) anteriores, Lima (1999) desenvolveu seis modelos difusionais, para um sólido esferoidal prolato, que são os seguintes:

- i) Modelo I – Modelo difusional com condição de equilíbrio na superfície do sólido.
- ii) Modelo II – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície do sólido.
- iii) Modelo III – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície e fenômenos simultâneos de transferência de umidade e encolhimento.
- iv) Modelo IV – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície e fenômenos simultâneos de transferência de calor e matéria.
- v) Modelo V – Modelo difusional de temperatura.
- vi) Modelo VI – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície, propriedades *variáveis* e fenômenos simultâneos de transferência de calor, massa e encolhimento.

A seguir são apresentados alguns detalhes sobre os seis modelos citados antes, sendo que outros detalhes podem ser obtidos da tese de Lima (1999). Os detalhes apresentados a seguir servem para fundamentar a comparação de modelos desenvolvidos por Lima (1999) com alguns modelos desenvolvidos na presente tese.

Basicamente, Lima (1999) partiu da equação de difusão de calor e da de difusão de matéria em um sólido esferoidal prolato e propôs uma série de condições de contorno para a situação particular sob análise; cujos modelos resultantes são apresentados a seguir.

A.8.1. Modelo I – Modelo difusional com condição de equilíbrio na superfície do sólido.

Para a formulação matemática deste problema, adotaram-se as mesmas suposições (a) a (g) listadas antes (Lima, 1999).

Para resolver o sistema de equações geradas, foi implementado um programa computacional utilizando o Microsoft Fortran Power Station. As equações foram resolvidas iterativamente usando o método de Gauss-Seidel (Lima, 1999).

A.8.2. Modelo II – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície do sólido.

Neste modelo II, como uma simplificação do problema estudado, foram assumidas todas as considerações (a) a (f) apresentadas antes, acrescentando-se que (Lima, 1999):

- h) O fenômeno ocorre sob condição de contorno convectiva na superfície do objeto esferoidal prolato (banana), com teor de umidade dependente da posição angular e do tempo.
- i) O coeficiente de transferência convectiva é constante.

Além disto, na superfície livre, o fluxo difusivo que sai do sólido é igual ao fluxo convectivo do teor de umidade na superfície do esferóide prolato. Considerou-se também que os gradientes angular e radial do teor de umidade são iguais a zero nos planos de simetria. Foi empregado um número de Biot de transferência de matéria similar ao da Eq.(2.3).

A.8.3. Modelo III – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície e fenômenos simultâneos de transferência de umidade e encolhimento.

O encolhimento de materiais sólidos durante a secagem é um fenômeno físico observável que ocorre simultaneamente com a difusão de umidade, principalmente em produtos biológicos com alto teor de umidade inicial, como é o caso de frutas e vegetais (Lima, 1999). Assim sendo, o encolhimento pode ter um significativo efeito na difusividade

de massa e conseqüentemente na taxa de remoção de umidade. Há falta de informações na literatura sobre os coeficientes de encolhimento, assim como de relações matemáticas entre a difusividade de massa, encolhimento e densidade.

Neste modelo III, foram assumidas as considerações (a) a (e) apresentadas antes, acrescentando-se que:

- f) O fenômeno ocorre sob condição de contorno convectiva na superfície do objeto, com teor de umidade dependente da posição angular no sólido prolatado (banana) e do tempo.
- g) O número de Biot é assumido variável em todo o processo.
- h) O encolhimento durante a secagem, devido à perda de umidade é proporcionalmente linear à variação do teor de umidade médio do sólido.

A condição inicial, de simetria e de contorno, para este modelo são as mesmas apresentadas no modelo II.

De acordo com o item (h) listado antes, existe o encolhimento volumétrico e então o volume do objeto é mudado a cada intervalo de tempo. Normalmente é assumido que o material se contrai linearmente com o teor de umidade. No caso de materiais biológicos, o encolhimento pode ser anisotrópico, modificando a estrutura (Lima, 1999).

A.8.4. Modelo IV – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície e fenômenos simultâneos de transferência de calor e matéria.

Muitos pesquisadores têm estudado o processo de difusão e desenvolvido modelos computacionais para prever o teor de umidade e temperatura dentro do material em qualquer tempo.

No modelo IV, foram assumidas as considerações (a) até (e) apresentadas antes, assim como a consideração (f) proposta no modelo II, além disto que:

- g) A distribuição de temperatura inicialmente é uniforme e simétrica em torno do eixo z, durante o processo.
- h) A transferência de calor dentro da partícula é por condução e na superfície do material é por convecção.

O modelo de transferência de matéria é idêntico ao apresentado para o modelo II.

A equação de conservação de energia é similar à de conservação da matéria simplesmente trocando a difusividade molecular D pela difusividade térmica α e o teor de umidade u_A pela temperatura T .

Na superfície do sólido o fluxo de difusivo é igual ao fluxo convectivo de calor na superfície do sólido, adicionadas a energia necessária para evaporar a água e a energia necessária para aquecer o vapor de água produzido durante a evaporação.

A.8.5. Modelo V – Modelo difusional de temperatura.

Durante o tempo de velocidade de secagem decrescente, a velocidade de secagem diminui em virtude do decréscimo do teor de umidade dentro sólido e portanto o aquecimento contínuo tem pequeno efeito na remoção de umidade. Desta forma, uma eficiente utilização de energia no processo de secagem nesta etapa é muito importante e deve ser estudada cuidadosamente.

O processo de temperatura tem como objetivo uniformizar o teor de umidade dentro do sólido, por migração de umidade. Durante a temperatura, o perfil do teor de umidade dentro do sólido no fim da secagem contínua deve ser uniformizado. O tempo necessário para que esta condição seja alcançada é o tempo de temperatura (Lima, 1999).

Uma das formas de calcular o tempo de temperatura é impor a condição de que a superfície do sólido seja impermeável. A consideração de uma superfície impermeável gera a necessidade do desenvolvimento de um modelo matemático para descrever a difusão de umidade no interior do sólido. O modelo matemático que descreve o processo de temperatura é baseado na consideração de que a difusão é o único mecanismo de migração de umidade.

A consideração de que a superfície é impermeável à migração de umidade durante a temperatura implica em considerar a quantidade de umidade perdida pelo sólido. Então, pode-se escrever que a taxa de variação do teor de umidade médio do sólido é zero e portanto a taxa de armazenamento do teor de umidade deve ser igual à variação de umidade dentro do sólido, ao longo da temperatura. Em outras palavras, a umidade que migra do centro do sólido para sua superfície, é armazenada nessa região (Lima, 1999).

A.8.6. Modelo VI – Modelo difusional com condição de contorno convectiva na superfície, propriedades variáveis e fenômenos simultâneos de transferência de calor, massa e encolhimento.

Este modelo é uma fusão de todos os modelos estudados, acrescentando-se que as propriedades do sólido são consideradas com função da temperatura, teor de umidade etc. Engloba os fenômenos mais importantes (no nível deste trabalho), que podem afetar os desvios relativos existentes entre os valores experimentais e teóricos obtidos, tornando-o assim o modelo completo, dentre todos os modelos considerados neste trabalho e portanto mais realista fisicamente e que proporciona valores mais confiáveis (Lima, 1999).

Lima (1999), tendo por objetivo avaliar os modelos apresentados para materiais com alto teor de umidade, deformáveis durante a secagem e onde o efeito da temperatura está presente em todo o processo, os mesmos foram usados para simular a cinética de secagem de banana *Musa acuminata*, subgrupo Cavendish, variedade nanicao. Os dados experimentais de teor de umidade, temperatura e encolhimento foram determinados por Queiroz (1994) e usados por Lima (1999). Segundo Lima (1999), Queiroz (1994) apresenta apenas dados do teor de umidade e variações dimensionais na direção radial de banana, durante a secagem.

Na Tabela (A.1) é apresentado um resumo dos resultados dos cálculos realizados por Lima (1999), em seu trabalho sobre difusão em sólidos esferoidais prolatos, em especial para o estudo da secagem de banana. O número de Biot nesta tabela está baseado na Eq.(3.3), para sólidos esferoidais prolatos; sendo que L é o comprimento característico ou focal de citado sólido, dado pela Eq.(3.1). No modelo (III) de mencionada tabela, os números de Biot Bi_M são para o início e o final do processo de secagem, respectivamente.

A.9. Comentários sobre a modelagem

Quando as resistências externas tanto devido à transferência de matéria como à de transferência de energia são desprezíveis ou pequenas em relação às transferências internas, resulta útil analisar o processo somente com as resistências difusivas internas.

Tabela A.1. Coeficientes de transporte, avaliados para cada teste de secagem, por Lima (1999).

Modelo	Teste	T _a (°C)	D _{AB} .10 ¹⁰ (m ² /s)	k _M .10 ⁸ (m/s)	Bi _M (adim.)	α.10 ⁷ (m ² /s)	h _C (Wm ⁻² °C ⁻¹)	Bi _C (adim.)
Modelo (I) – Concentração de equilíbrio na superfície.	1	29,9	1,33	----	----	----	----	---
	2	39,9	1,89	----	----	----	----	----
	3	49,9	3,25	----	----	----	----	----
	4	60,2	4,32	----	----	----	----	----
	5	60,5	4,65	----	----	----	----	----
	6	68,4	5,13	----	----	----	----	----
Modelo (II) – Condição de contorno convectiva.	1	29,9	6,02	6,10	5,78	----	----	----
	2	39,9	6,25	10,51	9,53	----	----	----
	3	49,9	13,27	15,43	6,63	----	----	----
	4	60,2	25,87	17,03	3,75	----	----	----
	5	60,5	25,90	19,38	4,27	----	----	----
	6	68,4	34,28	19,76	3,28	----	----	----
Modelo (III) – Condição de contorno convectiva + encolhimento.	1	29,9	1,65	10,10	34,46 18,40	----	----	----
	2	39,9	2,48	15,53	35,47 21,38	1,20	----	----
	3	49,9	4,57	21,35	26,64 15,75	----	----	----
	4	60,2	7,25	22,30	17,52 11,14	----	----	----
	5	60,5	7,30	26,15	20,47 12,89	----	----	----
	6	68,4	8,63	26,56	17,49 11,23	----	----	----
Modelo (III) – Condição de contorno convectiva + encolhimento + k _s infinito.	1	29,9	0,93	∞	----	----	----	----
	2	39,9	1,40	∞	----	----	----	----
	3	49,9	2,31	∞	----	----	----	----
	4	60,2	3,08	∞	----	----	----	----
	5	60,5	3,29	∞	----	----	----	----
	6	68,4	3,66	∞	----	----	----	----
Modelo (IV) – Condição de contorno convectiva + transferência simultânea de calor e matéria.	6	68,4	34,28	19,76	3,28	0,34	10,56	1,25

Além disto, quando a resistência interna à difusão de energia é desprezível em relação à resistência interna à difusão de matéria, se pode usar somente a segunda equação de Fick para resolver o problema de difusão dentro do sólido. Esta conclusão é importantíssima e fornece a possibilidade de simplificar os cálculos de vários problemas de secagem de alimentos, quando os mesmos são aproximadamente isotérmicos e/ou representados por pequenas fatias de alimentos. Esta é a principal pretensão do modelo de secagem em camada delgada, apresentado neste trabalho.

Sablani et al. (2000) chegaram a conclusões similares às apresentadas antes. Eles consideraram que a solução da segunda equação de Fick pode ser empregada, sem a segunda equação de Fourier, quando o encolhimento é desprezível ou não considerado, a resistência à difusão de matéria é maior no interior do alimento (não há resistência externa) e são desprezíveis os efeitos internos e externos de transferência de calor, e também são desprezíveis os efeitos transientes iniciais.

Touré e Kibangu-Nkembo (2004) apresentam um estudo sobre parâmetros de secagem solar, por convecção natural de alguns alimentos, incluindo banana. Eles consideram três etapas na secagem:

- (a) A primeira, que é uma etapa transiente e que ocorre em um tempo muito pequeno, mas que não foi analisada experimentalmente por Touré e Kibangu-Nkembo (2004).
- (b) A segunda etapa, na qual é admitida como constante a velocidade de evaporação de água, na qual é evaporada a água livre do produto. Em geral, nesta etapa a superfície do alimento está coberta por água que é evaporada.
- (c) A terceira etapa, de velocidade decrescente de secagem, na qual ocorre diminuição do conteúdo de água no produto. Nesta etapa água proveniente do interior do alimento é evaporada.

Além disto, a transição entre a etapa de velocidade constante e a de velocidade decrescente, caracterizada pelo ponto crítico é usado como um parâmetro comparativo de estudo.

Para a segunda etapa, de velocidade constante de secagem, é admitido que a energia usada para evaporar água na superfície é fornecida somente pelo ar. Usando uma nomenclatura similar à da presente tese, esta energia pode ser avaliada pela equação seguinte:

$$\frac{1}{A} \frac{dM_A}{dt} L_{\text{alim}} = h_{\text{conv}} (T_{\infty} - T_p) \quad (\text{A.33})$$

Sendo T_p a temperatura do produto.

A equação de transferência de matéria para o produto, que é uma condição de contorno na superfície, é dada por:

$$\frac{1}{A} \frac{dM_A}{dt} = h_M (Y_{A\infty} - Y_{AS}) \quad (\text{A.34})$$

As Eqs.(A.33) e (A.34) relacionam a velocidade de evaporação de água, dM_A/dt , com o calor latente de vaporização, L_{alim} , o coeficiente convectivo, h_{conv} , assim como o coeficiente de transferência de matéria, $h_M = \rho_S k_M$, etc.

Por exemplo, o calor latente de vaporização de água em um alimento, L_{alim} , calculada pela Eq.(A.33) deveria ser muito próximo ao seu valor da água pura, $L_{\text{água}}$, porque é admitido que nesta etapa a superfície do sólido está coberta de água.

Touré e Kibangu-Nkembo (2004) também apresentam equações para a terceira etapa de secagem, ou seja, de velocidade decrescente de evaporação.

Em alguns livros, como o de Heldman e Singh (1981) e o de Coulson e Richardson (1981), são discutidas as etapas tradicionalmente consideradas em secagem, similares às apresentadas por Touré e Kibangu-Nkembo (2004).

O calor latente L_{alim} modelado na presente tese deve fornecer um valor próximo ao da água pura $L_{\text{água}}$ somente no início do processo de secagem e posteriormente este valor deve aumentar à medida que água é evaporada do interior do alimento. Nota-se que na modelagem realizada nesta tese são consideradas somente duas etapas:

- i) Na primeira etapa é analisado o processo de aquecimento do alimento desde a temperatura inicial T_1 até a temperatura média de secagem T_2 . Ou seja, é um processo transiente de transferência de energia.
- ii) Na segunda etapa é analisado principalmente o processo transiente de transferência de matéria, para calcular, por exemplo, o calor latente de vaporização, L_{alim} .

Se o alimento estiver coberto de água no início do processo, poder-se-á analisar o processo em três etapas. Em síntese, haverá evaporação de água superficial, aquecimento do alimento e difusão de água dentro do alimento etc.

Alguns detalhes sobre as modelagens apresentadas nesta tese, são:

- I) No começo do processo de secagem foi usada a segunda equação de Fourier para avaliar o tempo para que a fatia de banana atingisse a temperatura média de secagem, $T_M = T_2$. Após este tempo, a temperatura da fatia foi considerada constante, T_M , e, portanto, a equação de Fourier já não era importante. Este tempo inicial é de aproximadamente 5 a 20 min, para uma fatia de 1 cm de espessura. Portanto, este tempo é desprezível em relação ao tempo total de secagem que está na faixa de 72 a 96 h, aproximadamente, para obter banana passa com umidade final em torno de 25 a 20 %, respectivamente, a partir de uma umidade inicial em torno de 70 %.
- II) Principalmente após o citado tempo inicial de aproximadamente 5 min, o processo de secagem é dominado pela difusão interna de matéria, descrita pela segunda equação de Fick. A evaporação de água, dada pelo seu fluxo na superfície, serve, por exemplo, para avaliar o calor latente de vaporização, L_{alim} , de acordo com a modelagem desenvolvida nesta tese. O calor latente, L_{alim} , aumenta com a diminuição da concentração aquosa na fatia, porque com o transcurso do tempo se torna cada vez mais difícil evaporar a água contida no sólido.

Em síntese, o objetivo final das modelagens apresentadas nesta tese é obter soluções analíticas para o problema focalizado, para fazer uma avaliação preliminar de parâmetros como a difusividade, D_{AB} , calor latente de vaporização, L_{alim} , tempo de secagem, energia e potência mínima do sistema de secagem etc. Um programa computacional como o *Excel* auxiliado por um programa para fazer regressões não lineares, são suficientes para realizar os cálculos com o modelo apresentado neste trabalho.

Bibliografia

Bibliografia

- ABALONE, R.; GASTÓN, A.; LARA, M. A. Simulación numérica del proceso de secado de un material anisotrópico. *Engenharia Térmica*, nº 1, p.47-55. (2001).
- BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. *Transport Phenomena*, John Wiley, New York, USA. (2002).
- BITTENCOURT, J. *Avaliação de um secador de bananas do tipo cabine com bandejas*. Dissertação, UNICamp – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola. (2001).
- CARSLAW, H. S.; JAEGER, J. C. *Conduction of heat in solids*. Oxford University Press, Oxford, Great Britain. (1980).(Reprinted from sheets of the Second edition 1959.)
- COSTA, A. R. S.; FERREIRA, S. R. Sistema de secado solar para frutos tropicales. *Información Tecnológica*, v.18, nº 5, p.49-58. (2007).
- COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. *Ingeniería química. Tomo II: Operaciones básicas*. Reverté, Barcelona, España. (1981).
- CRANK, J. *The mathematics of diffusion*. Clarendon Press. 414p. (1976).
- DANILOV, O. L.; LEONTCHIK, B. *Energy economic in thermal drying*. Moscow. (1986).
- DICKERSON, R. W. Jr. Thermal properties of foods. In *The freezing preservation of foods*, 4th ed., v.2, D. K. Tressler, W. B. Van Arsdel and M. J. Copley, The AVI Publishing Company. (1969).
- EARLE, R. L. *Unit operations in food processing*. Pergamon Press, New York. (1966).
- FIGUEIREDO, R. *Princípios de secagem de produtos biológicos*. Editora Universitária da UFPb – Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa. (2003).
- HAJI-SHEIKH, A.; SPARROW, E. M. Transient heat conduction in a prolate spheroidal solid, *Transactions of the ASME: Journal of Heat Transfer*, 88(3), 331-333, august. (1966).
- HARPER, J. C. *Elements of food engineering*. AVI Publishing Company, Inc., Westport, Connecticut. (1976).
- HELDMAN, R. H.; SINGH, R. P. *Food process engineering*. AVI Publishing Company, Inc., Westport, Connecticut, 415p. (1981).
- KARIM, MD. A.; HAWLADER, M. N. A.. Drying characteristics of banana: theoretical modelling and experimental validation, *Journal of Food Engineering*, 70, 35-45 (2005a).
- KARIM, MD. A.; HAWLADER, M. N. A. Mathematical modelling and experimental investigation of tropical fruits drying, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 48, 4914-4925 (2005b).

- LIMA, A. G. B. *Fenômeno de difusão em sólidos esferoidais prolatos. Estudo de caso: Secagem de banana*, Tese, UNICamp – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica. (1999).
- LIMA, A. G. B.; QUEIROZ, M. R.; NEBRA, S. A. Simultaneous moisture transport and shrinkage during drying of solids with ellipsoidal configuration. *Chemical Engineering Journal*, v.86, p.85-93. (2002).
- LUIKOV, A. V. *Analytical heat diffusion theory*. Academic Press. 685p. (1968).
- LUIKOV, A. V. *Heat and mass transfer in capillary porous bodies*. Pergamon Press. 523p. (1966).
- MABROUK, S. B.; KHIARI, B.; SASSI, M. Modelling of heat and mass transfer in a tunnel dryer, *Applied Thermal Engineering*, 26, 2110-2118. (2006).
- MATA, S. F. *Estudo do dimensionamento de coletor solar e secador*. 252 p. Tese, UNICamp – Universidade Estadual de Campinas, Departamento de Engenharia Mecânica. (1985).
- MEDINA, J. C.; BLEINROTH, E. W.; MARTIN, Z. J.; TRAVAGLINI, D. A.; OKADA, M.; QUAST, D. G.; HASHIZUME, T.; RENESTO, O. V.; MORETTI, V. A. *Banana: da cultura ao processamento e comercialização*. Secretaria da Agricultura, São Paulo. 197p. (1978).
- MENON, A.; MUJUMDAR, A. S. *Drying of solids: principles, classification, and selection of dryers*. In MUJUMDAR, A. S. *Handbook of industrial drying*. Cap.1, p.3-46, Montreal, Quebec, Canada. (1987).
- MOREY, R. V.; CLOUD, H. A.; NELSON, W. W. *Simulation of solar energy grain drying*, Minnesota contribution, St. Paulo, Agricultural Engineering Department, University of Minnesota. (1976).
- MOWLAH, G.; TAKANO, K.; KAMOI, I.; OBARA, T. Water transport mechanism and some aspects of quality changes during air dehydration of bananas. *Lebensmittel – Wissenschaft + Technologie*, v.16, p.103-107. (1983).
- OTHMER, D. F. Correlating vapor pressure and latent heat data. *Ind. Engr. Chem.*, 32, 841. (1940).
- PANDEY, R. N.; SRIVASTAVA, S. K.; MIKHAILOV, M. D. Solutions of Luikov equations of heat and mass transfer in capillary porous bodies through matrix calculus: a new approach. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v.42, p.2649-2660. (1999).
- PARTI, M., Selection of mathematical models for drying grain in thin-layers, *Journal of Agricultural Engineering Research*, 54, 339-352. (1993).

- PÉREZ, V. H. *Estudo do comportamento da temperatura da banana durante o processo de secagem*, dissertação, UNICamp – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola. (1998).
- PHOUNGCHANDANG, S. WOODS, J.L. Moisture Diffusion and Desorption Isotherms for Banana, *Journal of Food Science*, 65(4), 651-657. (2000).
- QUEIROZ, M. R. *Estudo teórico-experimental da cinética de secagem de bananas*, doutorado, UNICamp – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica. (1994).
- QUEIROZ, M. R.; NEBRA, S. A. Theoretical and experimental analysis of the drying kinetics of bananas. *Journal of Food Engineering*, 47, 127-132. (2001).
- RÊGO, D. F. *Projeto de um sistema supervisorio com controlador Fuzzy aplicado a um secador elétrico-solar de alimentos*, dissertação, UFRN – Universidade Federal do Rio Grande do Norte, PPGEE – Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica. (2002).
- RIEDEL, L. Calorimetric investigations of the freezing of fish meat. *Kältetechnik*, 8(12), 374-377. (1956)
- RIEDEL, L. Calorimetric investigations of the meat freezing process. *Kältetechnik*, 9(2), 38-40. (1957)
- SABLANI, S.; RAHMAN, S.; AL-HABSI, N. Moisture diffusivity in foods - an overview. In A. S. Mujumdar (Ed.), *Drying technology in agriculture and food sciences*, Enfield, Science Publishers Inc., p. 35–50. (2000).
- SANTOS, L. A. *Construção e avaliação de um coletor armazenador de energia solar, não convencional, para aquecimento de ar na secagem de produtos agrícolas*, dissertação, UNICamp – Universidade Estadual de Campinas, Departamento de Engenharia de Alimentos e Agrícola. (1980).
- SCHIRMER, P.; JANJAI, S. ESPER, A. SMITABHINDU, R.; MÜHLBAUER, W. Experimental investigation of the performance of the solar tunnel dryer for drying bananas. *Renewable Energy*, 7(2), 119-129. (1996).
- SCHWARTZBERG, H. G. Mathematical analysis of the freezing and thawing of foods. *AICHE Summer National Meeting*, Detroit, Michigan. (1981).
- SIEBEL, J. E. Specific heat of various products. *Ice Refrigeration*, 2, 256. (1892).
- SILVA, Wilton P.; SILVA, Cleide M. D. P. S, LAB Fit Ajuste de Curvas (Regressão não-Linear e Tratamento de Dados) V 7.2.14 c (2003-2004), on-line, disponível em: <http://www.angelfire.com/rnb/labfit/index_p.htm>.

- STEVENS, H. B.; OKOS, M. R. Mathematical simulation of low-temperature wheat drying, St. Joseph, *American Society of Agricultural Engineers*, Paper nº 78-3004. (1978).
- STRUMILLO, C.; JONES, P. L.; ZYLLA, R. *Energy aspects in drying*. In MUJUMDAR, A. S. *Handbook of industrial drying*. Cap.40, p.1.241-1.275, Montreal, Quebec, Canada. (1995).
- SWEAT, V. E. Experimental values of thermal conductivity of selected fruits and vegetables. *Journal of Food Science*, 39, 1080-1083. (1974).
- TERUEL, B.; CORTEZ, L. A.; LEAL, P.; LIMA, A. G. B. Estudo teórico do resfriamento com ar forçado de frutas de geometrias diferentes. *Ciênc. Tecnol. Aliment.*, 21(2), 228-235, maio-agosto. (2001).
- TIRIS, C.; TIRIS, M.; DINCER, I. Experiments on a new small-scale solar dryer, *Applied Thermal Engineering*, v.16, n2, p.183-7. (1996).
- TOURÉ, S.; KIBANGU-NKEMBRO, S. Comparative study of natural solar drying of cassava, banana and mango, *Renewable Energy*, v.29, p.975-990. (2004).
- WELTY, J. R., WICKES, C. E. and WILSON, R. E. *Fundamentals of momentum, heat and mass transfer*, Wiley, New York. (1969).
- WU, Y.; IRUDAYARAJ, J. Analysis of heat, mass and pressure transfer in starch based food systems, *Journal of Food Engineering*, 29, p.399-414. (1996).
- ZINK, H.; BROOK, R. C. Engineering analysis of energy sources for low temperature drying, St. Joseph, *American Society of Agricultural Engineers*, Paper nº 78-3517. (1978).
- www.solar.ufrgs.br/Teses.html. Página do Laboratório de Energia Solar da UFRGS – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, visitada em 08/10/2006.

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)