

TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA DURANTE A SECAGEM DE SÓLIDOS COM FORMA ARBITRÁRIA: UMA ABORDAGEM CONCENTRADA

LAERTE DE A. LIMA¹, JOSELITO B. DA SILVA², ANTÔNIO G. B. DE LIMA³

RESUMO: Um grande número de estudos tem sido conduzido para analisar o fenômeno de transferência de calor e massa durante o processo de secagem. Alguns autores consideram as condições externas do ar sobre o processo, enquanto outros consideram as condições internas ao produto, com ênfase aos mecanismos de movimento de umidade e seus efeitos sobre o mesmo. Devido a sua grande importância, vários modelos matemáticos têm sido propostos para descrever a redução de umidade durante a secagem de sólidos. Contudo, são escassos os trabalhos que incorporam os fenômenos simultâneos de transporte de calor e massa, numa abordagem concentrada (modelos empíricos e semi-empíricos). Nesse sentido, visando a dar uma contribuição na predição do fenômeno de secagem, este trabalho tem como objetivo desenvolver modelos matemáticos para a descrição das trocas de energia e massa durante o processo, em corpos com geometria arbitrária, baseados numa análise concentrada. Todas as equações diferenciais governantes são resolvidas analiticamente e suas soluções apresentadas na forma adimensional. Vários resultados dos diferentes parâmetros adimensionais gerados e seus efeitos na cinética de secagem e aquecimento do sólido são mostrados e analisados.

PALAVRAS-CHAVE: secagem, modelos empíricos, capacitância global.

HEAT AND MASS TRANSFERENCE DURING THE DRYING PROCESS OF SOLIDS WITH ARBITRARY SHAPE: A LUMPED APPROACH

SUMMARY: A great number of researches have been led to analyze the phenomenon of heat and mass transference during the drying process. The external conditions of the air on the process is considered by some authors, while the internal conditions inside the product is considered by other ones with emphasis on the mechanism of moisture movement and its effects on the solid. Due to its great importance, many mathematical models have been proposed to describe the loss of moisture during the drying process of solids, however just a few works assumes the simultaneous heat and mass transport, in a lumped approach (empirical and semi-empirical models). In order to give a contribution in the prediction of the drying phenomenon, the objective of this work was to develop mathematical models to describe the changes of energy and mass during the process, in bodies with arbitrary geometry, based on a lumped analysis. The governing ordinary differential equation are solved analytically and the solutions are presented in the dimensionless form. Several results of the different dimensionless parameters and their effects in the drying kinetics and heating of the solid are shown and analyzed.

KEYWORDS: drying, empirical models, global capacitance.

¹ Aluno de Graduação, Depto. Engenharia Mecânica (DEM), Bolsista de Iniciação Científica - CNPq/UFPB/PIBIC, Centro de Ciências e Tecnologia (CCT), Universidade Federal da Paraíba (UFPB), Câmpus II, Campina Grande - PB.

² Aluno de Pós-graduação, Depto. Engenharia Mecânica (DEM), Centro de Ciências e Tecnologia (CCT), Universidade Federal da Paraíba (UFPB), Câmpus II, Campina Grande - PB.

³ Prof. Adjunto Doutor, Depto. de Engenharia Mecânica (DEM), Centro de Ciências e Tecnologia (CCT), Universidade Federal da Paraíba (UFPB), Câmpus II, Campina Grande - PB, (0XX83) 310-1317, e-mail: gilson@dem.ufpb.br

Recebido pelo Conselho Editorial em: 03-12-2001

Aprovado pelo Conselho Editorial em: 26-9-2002

INTRODUÇÃO

Operações de desidratação e secagem são processos importantes nas indústrias químicas e de alimentos, no armazenamento de grãos e outros tipos de produtos biológicos, uma vez que, durante a secagem desses, podem ocorrer variações nas características físicas, químicas e biológicas nos sólidos que secam. Devido a isso, torna-se importante o conhecimento dos efeitos da secagem sobre as propriedades químicas e biológicas dos sólidos, uma vez que essas afetam sensivelmente os fenômenos de transferência de calor e de massa, principalmente em alimentos.

Devido a sua grande importância, diversos estudos e numerosos modelos têm sido propostos para descrever a taxa de redução de umidade durante a secagem dos sólidos, podendo ser agrupados em três grandes grupos: modelos baseados numa análise concentrada (modelos empíricos e semi-empíricos); modelos baseados numa análise distribuída (modelos difusivos), e modelos baseados na termodinâmica dos processos irreversíveis. Discussão sobre esses modelos de secagem pode ser encontrada, por exemplo, em FORTES & OKOS (1980), KEYEY (1992), LIMA (1995), LIMA (1999), PARRY (1985), STRUMILLO & KUDRA (1986), PARTI (1990 e 1993), LIMA & NEBRA (2000), dentre outros.

No que diz respeito aos modelos concentrados (empíricos e semi-empíricos), escassos são os trabalhos que estudam simultaneamente os fenômenos de transferência de calor e massa, incluindo efeitos internos de geração de calor e massa, bem como efeitos externos de evaporação e aquecimento do vapor produzido na superfície do produto explicitamente (SCHENEIDER, 1985; LIMA & NEBRA, 2000).

Visando a dar uma contribuição na predição do fenômeno da cinética de secagem e aquecimento do sólido, este trabalho tem como objetivo desenvolver modelos matemáticos para a descrição das trocas de energia e massa durante o processo de secagem, em corpos com geometria arbitrária, baseados numa análise concentrada.

MATERIAL E MÉTODOS

O método da capacitância global

Para a compreensão do método da capacitância global (análise concentrada), considere um corpo sólido de forma arbitrária, como ilustrado na Figura 1. O sólido pode receber (ou ceder) um fluxo de calor e/ou umidade por unidade de área em sua superfície e ter geração interna de massa e/ou energia por unidade de volume, uniformemente distribuída. Admitindo que a umidade e/ou temperatura do sólido seja espacialmente uniforme em qualquer instante durante o processo transiente, isto é, que os gradientes de umidade e/ou temperatura no interior do sólido sejam desprezíveis, todo o fluxo de massa e/ou calor recebido e massa e/ou calor gerado difundirá instantaneamente através do mesmo. Isso acontece quando Γ^ϕ (uma propriedade de transporte, por exemplo, condutividade térmica, para energia e coeficiente de difusão, para massa) for suficientemente alta ($\Gamma^\phi \rightarrow \infty$). Embora essa condição não seja fisicamente possível, ela será bem aproximada se a resistência aos fluxos de calor e/ou massa no sólido for muito menor que a resistência à transferência de calor e/ou massa entre o sólido e a sua vizinhança. Do exposto, esse método admite uma distribuição uniforme de massa e/ou temperatura dentro do sólido em qualquer instante, de tal modo que a temperatura ou umidade do sólido seja dada exclusivamente em função do tempo.

Aplicando um balanço de massa e energia num elemento infinitesimal na superfície do sólido, em qualquer sistema de coordenadas, assumindo propriedades termodinâmicas constantes e variações dimensionais desprezíveis, têm-se as seguintes equações para massa e energia, respectivamente:

$$V \frac{d\bar{M}}{dt} = -M'' S + M''' V \quad (1)$$

$$V\rho \frac{d\bar{\theta}}{dt} = -\frac{q''}{c_p} S + \frac{q'''}{c_p} V \quad (2)$$

em que,

V - volume do sólido, m^3 ;

S - área superficial do corpo, m^2 ;

\bar{M} - umidade, $kg\ kg^{-1}$ b.s.;

M'' - fluxo de umidade, $m\ s^{-1}\ kg\ kg^{-1}$;

M''' - geração de umidade, $kg\ kg^{-1}\ s^{-1}$;

ρ - massa específica do sólido, $kg\ m^{-3}$;

c_p - calor específico da água, $J\ kg^{-1}\ K^{-1}$;

q'' - fluxo de calor, $J\ s^{-1}\ m^{-2}$;

q''' - geração de energia, $J\ s^{-1}\ m^{-3}$;

t - tempo, s, e

$\bar{\theta}$ - temperatura do produto, $^{\circ}C$.

As quantidades q'' , M'' , q''' e M''' podem ser positivas ou negativas, podendo também ser constantes ou dependentes do tempo. Particularmente com respeito à energia, a quantidade q'' pode ser convectiva, radiativa, evaporativa e/ou aquecimento de vapor. A hipótese de ausência de gradientes de $\bar{\theta}$ ou \bar{M} internamente ao sólido não é apenas uma simplificação matemática, mas também uma forma simplificada para tratamento de problemas mais complexos (mais realista fisicamente). A presente formulação pode ser aplicada em regiões de transferência de calor e massa simultânea. O caso particular ocorre quando os dois fenômenos são completamente independentes. Os dois fenômenos são acoplados quando adsorção e desorção na região são acompanhadas de efeitos térmicos.



FIGURA 1. Esquema representativo do processo de secagem de um sólido com geometria qualquer.

Por outro lado, se a temperatura ou umidade na superfície de um corpo sólido for alterada repentinamente e o valor de Γ^{ϕ} não for suficientemente alto, então o valor dessas grandezas no interior do sólido começa a variar com o tempo. Passa-se algum tempo antes que seja atingida a distribuição de temperatura ou de umidade estacionária. Como essas grandezas variam de acordo com o tempo e com a posição, torna-se difícil determinar tal distribuição. Para determinar a dependência da distribuição dessas grandezas no interior do corpo em relação ao tempo, durante o processo, inicia-se pela resolução da forma apropriada da equação da difusão (Lei de Fick para massa e lei de Fourier para calor) (GEBHART, 1993).

Validade do método da capacitância global

O significado físico do número de Biot de transferência (Bi) é tido como a relação numérica entre a resistência de condução (R_{cond}) no interior do corpo e uma resistência à convecção (R_{conv}) na superfície do mesmo.

$$\text{Bi} = \frac{R_{\text{cond}}}{R_{\text{conv}}} = \frac{\frac{L_1}{\Gamma^\phi S}}{\frac{1}{hS}} = \frac{hL_1}{\Gamma^\phi} \quad (3)$$

em que,

Γ^ϕ - propriedade de transporte, $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ para energia e $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ para massa;

h - coeficiente de transferência, $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$ para energia e m s^{-1} para massa;

L_1 - comprimento característico do corpo, m, e

S - área superficial do corpo, m^2 .

Contudo, outras definições também são utilizadas, particularmente com respeito a L_1 . Por exemplo, para esfera, L_1 pode ser o raio da mesma ou sua relação volume/área. O número de Biot tem um papel fundamental nos problemas de difusão que envolve efeitos convectivos nas fronteiras. Para $\text{Bi} \ll 1$, os resultados experimentais sugerem supor uma razoável distribuição uniforme de temperaturas ao longo do corpo, em qualquer instante t , do processo transiente. Nesse caso, a resistência de condutividade do sólido é muito menor do que a resistência convectiva através da camada limite no fluido.

Conclui-se, portanto, que, para a análise de um problema de difusão térmica, deve-se calcular o número de Biot e, uma vez sendo esse inferior a 0,1, o erro associado à capacitância global é pequeno; entretanto, esse valor é dependente da forma como esse parâmetro é definido (LIMA, 1999; LIMA & NEBRA, 2000). LIMA (1999) reporta os valores máximos de número de Biot ($\text{Bi} = h_m L/D$) de 0,05 para elipsóide ($L_2/L_1 = 2,0$) e de 0,005 para esfera ($L_2/L_1 = 1,0$), em que $L = (L_2^2 - L_1^2)^{1/2}$ sendo L_2 e L_1 os semi-eixos maior e menor do elipsóide, respectivamente. De acordo com PARTI (1990, 1993), os modelos empíricos e semi-empíricos podem ser utilizados desde que os números de Biot de transferência de massa e calor sejam 1,0 e 1,5, respectivamente.

Análise da transferência de massa

No caso de transferência de massa, M'' pode ser tratada nas formas de convecção de massa e/ou reação heterogênea, enquanto M''' pode ser dada por difusão com reações químicas homogêneas. Assumindo a troca de massa por convecção para M'' , M''' constante e \bar{M} sendo igual à umidade do material em base seca, tem-se, por substituição direta na eq.(1):

$$V \frac{d\bar{M}}{dt} = -h_m S (\bar{M} - \bar{M}_e) + \dot{M}V \quad (4)$$

em que,

h_m - coeficiente de transferência de massa, m s^{-1} ;

\dot{M} - geração interna de umidade, $\text{kg kg}^{-1} \text{s}^{-1}$;

\bar{M}_e - umidade de equilíbrio, kg kg^{-1} , e

\bar{M} - umidade, kg kg^{-1} .

Com a seguinte condição inicial $M(t=0) = M_0$, separando-se as variáveis da eq. (4) e integrando desde a condição inicial ($t=0$), tem-se:

$$\frac{(\bar{M} - \bar{M}_e) - \frac{\dot{M}V}{h_m S}}{(\bar{M}_o - \bar{M}_e) - \frac{\dot{M}V}{h_m S}} = \text{Exp}\left[-\frac{h_m S}{V}t\right] \quad (5)$$

em que,

\bar{M}_o - umidade inicial, kg kg⁻¹.

Definindo os parâmetros adimensionais:

$$\bar{M}^* = \frac{\bar{M} - \bar{M}_e}{\bar{M}_o - \bar{M}_e}; \quad S^* = \frac{SL_1}{V}; \quad \text{Bi}_m = \frac{h_m L_1}{D}; \quad \text{Fo}_m = \frac{Dt}{L_1^2}; \quad P^* = \frac{\dot{M}L_1}{h_m S^* (\bar{M}_o - \bar{M}_e)} \quad (6a-e)$$

em que,

D - coeficiente de difusão de massa, m² s⁻¹

e substituindo-os na eq.(5), tem-se:

$$\bar{M}^* = P^* + (1 - P) \text{Exp}(-S^* \text{Bi}_m \text{Fo}_m) \quad (7)$$

em que,

Bi_m - número de Biot transferência de massa, adimensional, e

Fo_m - número de Fourier transferência de massa, adimensional.

Análise da transferência de calor

Para a análise da transferência de calor, pode-se fazer analogia à transferência de massa; assumindo que na superfície do sólido ocorre simultaneamente convecção térmica, evaporação e aquecimento do vapor produzido. Sendo assim, a eq. (2) pode ser escrita da seguinte maneira:

$$\rho V \frac{d\bar{\theta}}{dt} = \frac{[h_c(\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}) + \frac{\rho_s V}{S} \frac{d\bar{M}}{dt} (h_{fg} + c_v(\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}))]}{c_p} S + \frac{\dot{q}V}{c_p} \quad (8)$$

em que,

c_v - calor específico do vapor, J kg⁻¹ K⁻¹;

h_{fg} - calor latente de vaporização da água, J kg⁻¹;

\dot{q} - geração interna de energia, W;

$\bar{\theta}_\infty$ - temperatura do meio externo, K;

$\bar{\theta}_o$ - temperatura inicial do sólido, K;

$\bar{\theta}$ - temperatura instantânea do sólido, K;

ρ_s - massa específica do sólido seco, kg m⁻³, e

h_c - coeficiente de transferência de calor, W m⁻¹ K⁻¹.

A condição inicial para a equação é dada por $\bar{\theta}(t=0) = \bar{\theta}_o$.

Realizando a substituição das eqs.(4) e (5) na eq.(8), tem-se:

$$\frac{d\bar{\theta}}{dt} = \left\{ [-\rho_s h_m (\bar{M}_o - \bar{M}_e) + \frac{MV\rho_s}{S} \frac{h_{fg}S}{\rho V c_p}] \text{Exp}\left[-\left(\frac{h_m S}{V}\right) t\right] + \left[\frac{h_c S}{\rho V c_p} + (-\rho_s h_m (\bar{M}_o - \bar{M}_e) + \frac{MV\rho_s}{S} \frac{c_v S}{\rho V c_p} \text{Exp}\left[-\left(\frac{h_m S}{V}\right) t\right]) (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}_o) \right] + \frac{q}{\rho c_p} \right\} \quad (9)$$

A eq.(9) é uma equação diferencial ordinária de primeira ordem, não-linear e não-homogênea. Tal equação ainda não pode ser resolvida de forma fechada para a obtenção de uma solução exata; entretanto, para simplificações da eq.(9), como, por exemplo, desconsiderando a energia necessária para aquecer o vapor d'água desde a temperatura na superfície de sólido até a temperatura do fluido, pode-se obter uma solução mediante a utilização de métodos analíticos. Tal equação simplificada é mostrada a seguir:

$$\frac{d\bar{\theta}}{dt} = [-\rho_s h_m (\bar{M}_o - \bar{M}_e) + \frac{MV\rho_s}{S} \frac{h_{fg}S}{\rho V c_p}] \text{Exp}\left[-\left(\frac{h_m S}{V}\right) t\right] + \left[\frac{h_c S}{\rho V c_p} (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}_o) + \frac{q}{\rho c_p} \right] \quad (10)$$

Considere os seguintes parâmetros adimensionais abaixo:

$$\begin{aligned} V^* &= \frac{h_c (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}_o)}{h_{fg} h_m \rho_s (\bar{M}_o - \bar{M}_e)}; & Q^* &= \frac{q L_1}{S^* h_c (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}_o)}; & R^* &= \frac{\rho c_p (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}_o)}{h_{fg} \rho_s (\bar{M}_o - \bar{M}_e)}; \\ \bar{\theta}^* &= \frac{(\bar{\theta} - \bar{\theta}_\infty)}{(\bar{\theta}_o - \bar{\theta}_\infty)}; & Fo_c &= \frac{\alpha t}{L_1^2}; & Bi_c &= \frac{H_c L_1}{k}; & \alpha &= \frac{k}{\rho c_p} \end{aligned} \quad (11a-g)$$

em que,

α - difusividade térmica, $m^2 s^{-1}$, e
 k - condutividade térmica, $W m^{-1} K^{-1}$.

Resolvendo a eq.(10) e substituindo os parâmetros adimensionais já definidos, tem-se a seguinte equação adimensional solução da eq.(10).

$$\bar{\theta}^* = \left[\left(\frac{P^* - 1}{V^* - R^*} \right) + Q^* + 1 \right] \text{Exp}(-S^* Bi_c Fo_c) - \left(\frac{P^* - 1}{V^* - R^*} \right) \text{Exp}(-S^* Bi_m Fo_m) - Q^* \quad (12)$$

em que,

Bi_c - número de Biot de transferência de calor, adimensional, e
 Fo_c - número de Fourier de transferência de calor, adimensional.

Para uma melhor análise dos parâmetros adimensionais que compõem as eqs.(7) e (12), foram desenvolvidos programas computacionais com o auxílio do “software” Mathematica® (WOLFRAM, 1996; ABDEL & BRASELTON, 1994; BLACHMAN, 1996; MADEM, 1996; LIMA & LIMA, 2000). Os resultados foram expostos na forma gráfica, utilizando o “software” Grapher.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

A fim de analisar com maior eficácia a influência dos parâmetros adimensionais nas eqs. (7) e (12), foram geradas soluções numéricas e gráficas que podem ser verificadas a seguir; todos os resultados foram obtidos considerando-se $\alpha = 9,25 \times 10^{-9} m^2 s^{-1}$, $D = 34,28 \times 10^{-12} m^2 s^{-1}$ e $L_1 = 0,001 m$. Tendo em vista que todos os resultados são apresentados na forma adimensional e, portanto, independentes desses valores, esses parâmetros foram escolhidos arbitrariamente.

Pelo fato de o coeficiente de difusão de massa do sólido ser muito menor que o coeficiente de difusão térmica, cerca de 270 vezes, o fenômeno de transferência de massa ocorre mais lentamente que o de transferência de calor, ou seja, com taxas diferentes. Observando-se as eqs. (7) e (12), fica visível que o processo de transferência de massa influencia o processo de transferência de calor; entretanto, devido à diferença entre os coeficientes de difusão, o primeiro termo da eq. (12) tende a zero primeiro.

A Figura 2 ilustra a influência do parâmetro P^* na cinética de secagem do sólido. A partir da análise desse gráfico, pode-se concluir que o decréscimo do parâmetro P^* aumenta a velocidade com que o corpo perde massa. Uma vez que esse parâmetro relaciona a geração interna de massa com a perda de massa pela convecção, quanto menor o valor de P^* , menos massa está sendo gerada pelo corpo, fixados os demais parâmetros, e o processo cessa mais rápido; entretanto, esse efeito praticamente inexistente para $P^* < 0,1$.

Outro fato importante que pode ser verificado pelo gráfico, é que, para $t \rightarrow \infty$, a umidade no equilíbrio é dada pelo valor de P^* , uma vez que o segundo termo do lado direito da eq. (7) tende a zero. Para o valor de $P^* = 1$, tem-se um equilíbrio entre a massa gerada internamente e a perda por convecção.

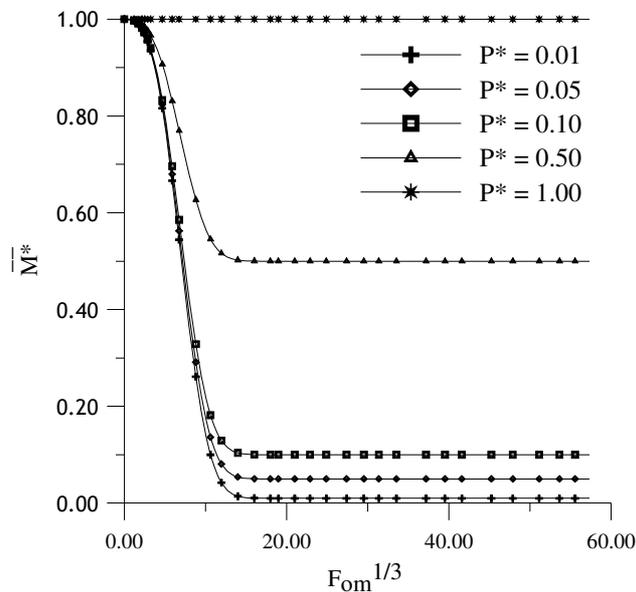


FIGURA 2. Influência do Parâmetro P^* na umidade média adimensional em função do Fom, para $Bim = 0,02$ e $S^* = 0,10$.

A Figura 3 ilustra a dependência da perda de massa do sólido devido ao parâmetro Bim . Mediante análise da Figura 3, pode-se verificar que o aumento do número de Biot de transferência de massa aumenta à velocidade de secagem; entretanto, seu limite deve ser mantido para valores inferiores a 0,1 para que o método da análise concentrada tenha validade, isto é, os gradientes de umidade no interior do sólido sejam aproximadamente zero.

Na Figura 4, apresenta-se a influência do parâmetro S^* na cinética de secagem do sólido. O aumento do parâmetro S^* (que relaciona a área superficial e um comprimento característico pelo volume do sólido) aumenta à velocidade de secagem, mantendo-se fixo o valor de L_1 . Sendo assim, a forma do corpo afeta consideravelmente a cinética da secagem do sólido; no entanto, seu efeito sobre a cinética da secagem vai sendo gradativamente reduzido com o seu aumento. Verifica-se que, para valores de $S^* > 0,5$, a influência do respectivo parâmetro não é tão visível. Isso mostra que, ao

considerar-se um grão de arroz, por exemplo, esférico, alguns erros são introduzidos na sua cinética de secagem, obtida por simulação.

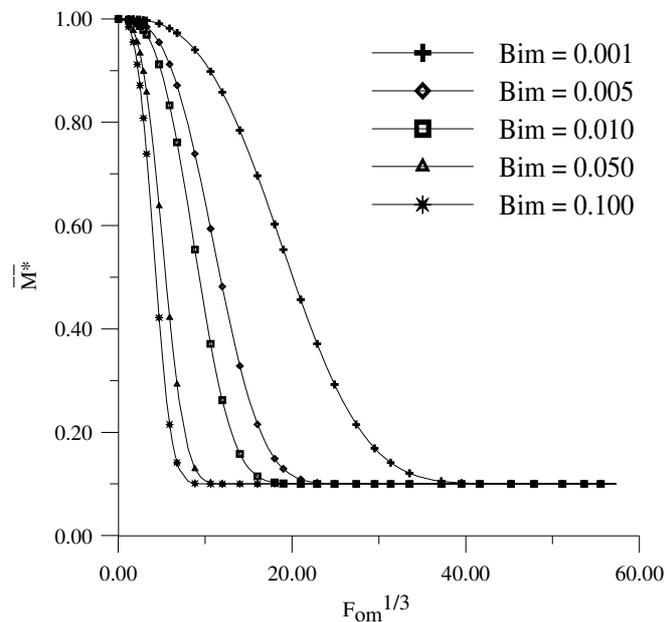


FIGURA 3. Influência do Parâmetro Bim na umidade média adimensional em função do F_{om} , para $P^* = 0,10$ e $S^* = 0,10$.

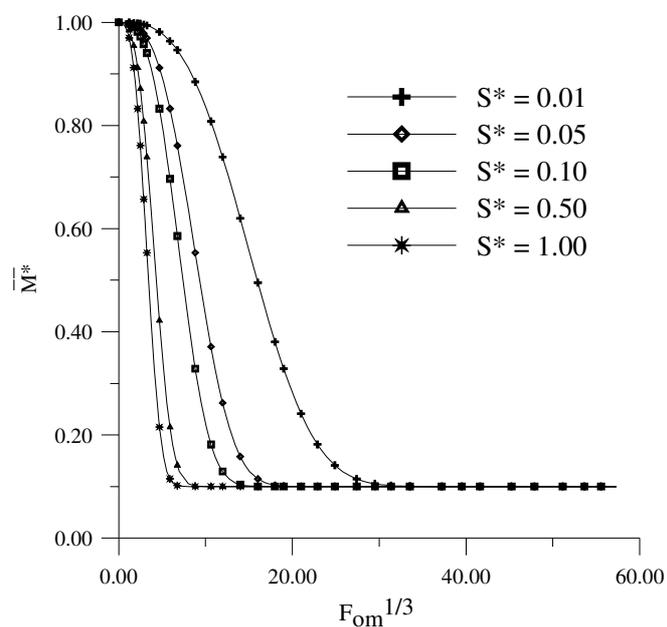


FIGURA 4. Influência do Parâmetro S^* na umidade média adimensional em função do F_{om} , para $P^* = 0,10$ e $Bim = 0,02$.

Na Figura 5, ilustra-se a influência do parâmetro P^* no aquecimento do sólido durante o processo de secagem. Inversamente à transferência de massa, observa-se que o aumento do parâmetro P^* tem um aumento na taxa de aquecimento do corpo, tendo sua temperatura máxima do sólido maior que a temperatura da vizinhança no final do processo. Entretanto seu efeito é pouco significativo para

$P^* < 0,1$. Isso conduz ao fato de que, se a massa gerada no sólido for pequena, de tal forma que $P^* < 0,1$ esse fenômeno não terá grande importância na cinética de aquecimento do mesmo. Observa-se que o equilíbrio ocorre exatamente quando o calor perdido por convecção adicionado à evaporação e aquecimento do vapor se igualam ao calor gerado ($-Q^*$), na eq.(12).

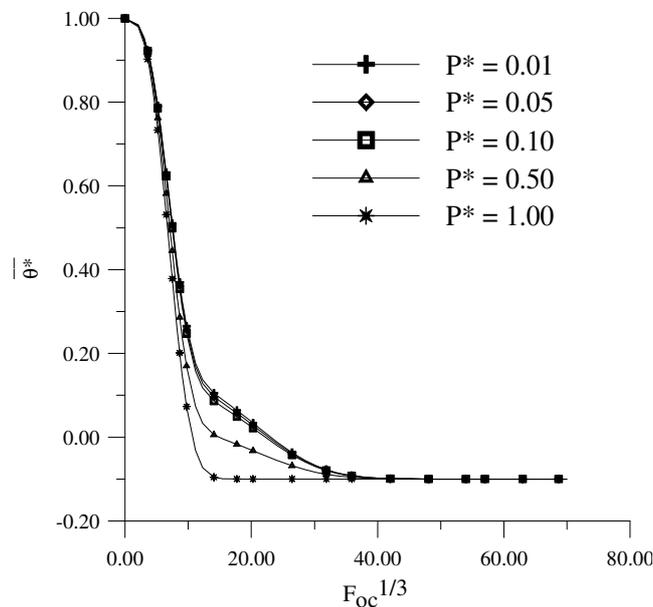


FIGURA 5. Influência do Parâmetro P^* na temperatura média adimensional em função do F_{oc} , para $B_{im} = 0,02$; $B_{ic} = 0,02$; $Q^* = 0,10$; $S^* = 0,10$; $R^* = 1,00$ e $V^* = 5,00$.

A Figura 6 relaciona o efeito do parâmetro V^* no aquecimento do sólido. Esse parâmetro relaciona um certo fluxo de calor que entra no corpo com a energia necessária para evaporar todo o líquido do interior do corpo, ou seja, é um parâmetro que controla internamente o processo. Quando o fluxo de calor que entra no corpo, é maior que a energia necessária para evaporar todo o líquido do interior do corpo, esse demora mais para aquecer-se e leva menos tempo para evaporar o líquido em seu interior; já quando acontece o inverso, o corpo se aquece mais rápido e demora mais para evaporar o líquido em seu interior. Portanto, do exposto, verifica-se que o decréscimo do valor de V^* diminui a velocidade de aquecimento, para $V^* < 1$.

Um comportamento muito interessante na curva ocorre quando o valor de V^* se aproxima do valor de R^* ($V^* > R^*$), (para o exemplo, $V^* = 2$), a curva muda de comportamento radicalmente. Observe que, para $V^* < R^*$, a temperatura adimensional assume valores negativos em alguns instantes do processo, implicando que a temperatura do sólido supera a temperatura do fluido, ocorrendo a troca de calor do corpo para o fluido, até o mesmo atingir o equilíbrio. Isso está diretamente ligado às gerações de calor e massa no interior do sólido. O fato de $\bar{\theta}^*$ não estar definida para $V^* = R^*$, é motivo para levantar questionamentos acerca dessa condição e analisá-la com mais cautela em futuros trabalhos.

Na Figura 7, ilustra-se o efeito do parâmetro Q^* na taxa de aquecimento do sólido em função do número de Fourier de transferência de calor. Esse parâmetro relaciona o calor gerado no interior do sólido por um comprimento específico com a energia necessária para evaporar a água na superfície do sólido. Verifica-se que o aumento do parâmetro Q^* aumenta a temperatura do sólido em qualquer instante do processo e aumenta a taxa de aquecimento do sólido. Outro fato que pode ser evidenciado é que, para $t \rightarrow \infty$, a temperatura de equilíbrio é dada pelo valor de $-Q^*$, uma vez que os outros termos da eq.(12) tendem para zero, como já mencionado.

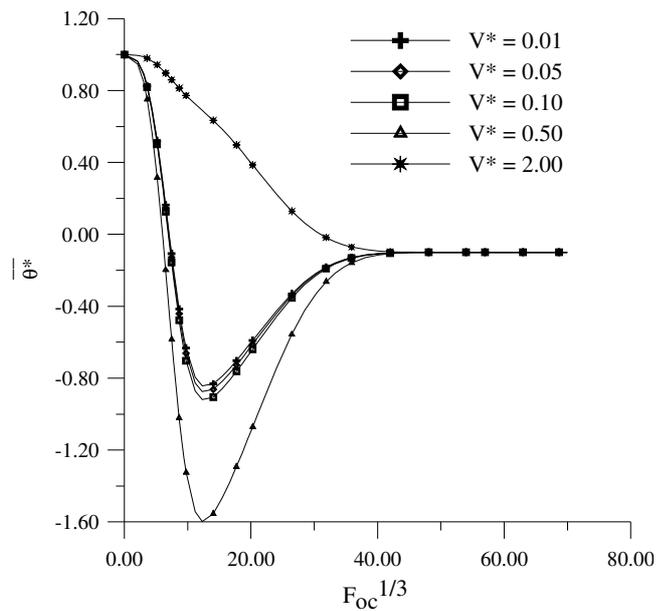


FIGURA 6. Influência do Parâmetro V^* na temperatura média adimensional em função do Foc , para $Bim = 0,02$; $Bic = 0,02$; $Q^* = 0,10$; $S^* = 0,10$; $R^* = 1,00$ e $P^* = 0,10$.

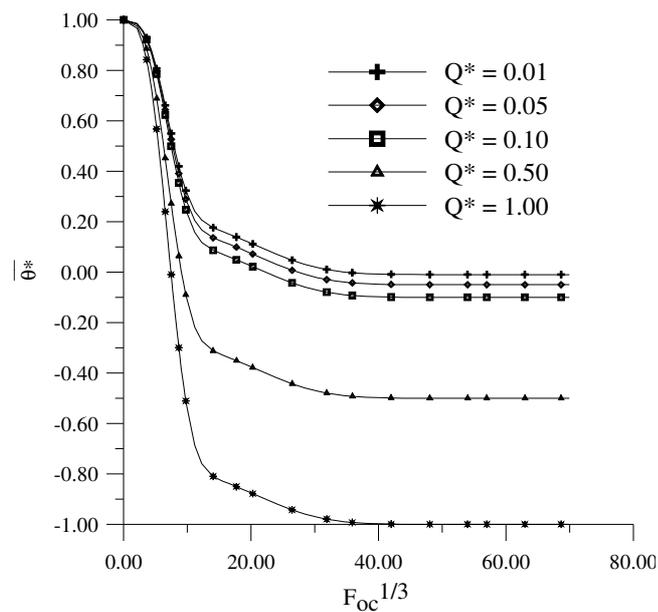


FIGURA 7. Influência do Parâmetro Q^* na temperatura média adimensional em função do Foc para $Bim = 0,02$; $Bic = 0,02$; $V^* = 5,00$; $S^* = 0,10$; $R^* = 1,00$ e $P^* = 0,10$.

Na Figura 8, apresenta-se a influência do parâmetro R^* em função do número de Fourier de transferência de calor na temperatura média adimensional do sólido. O parâmetro R^* relaciona a energia que é armazenada pelo sólido no início do processo necessária para evaporar toda a água do corpo. Da análise dos dados obtidos, verifica-se que esse parâmetro praticamente não interfere na cinética de aquecimento do sólido, nas condições testadas. Comparando-se as Figuras 6 e 8, verifica-se que o efeito desse parâmetro R^* é fortemente influenciado pelo valor do parâmetro V^* e vice-versa, como já comentado durante a análise da Figura 6.

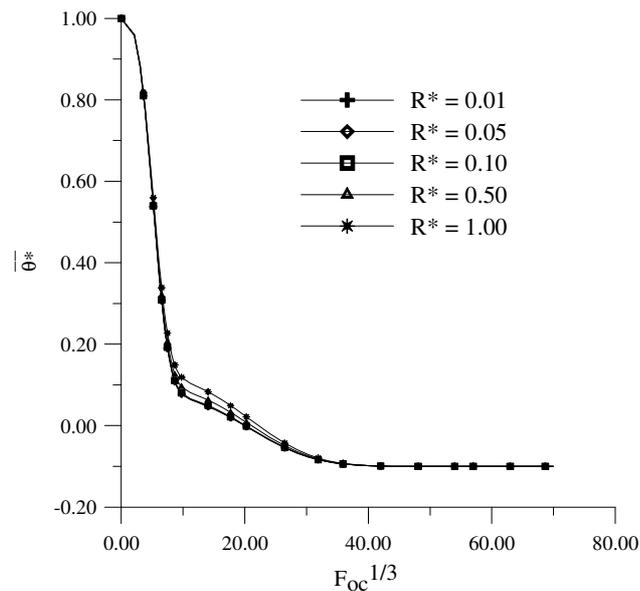


FIGURA 8. Parâmetro R^* na temperatura média adimensional em função do F_{oc} para $Bim = 0,02$; $Bic = 0,02$; $V^* = 5,00$; $S^* = 0,10$; $Q^* = 0,10$, e $P^* = 0,10$.

Na Figura 9, evidencia-se a influência do S^* na temperatura adimensional. Verifica-se que, com o crescimento desse parâmetro, tem-se o aumento da taxa de aquecimento do corpo e, portanto, a taxa de aquecimento do sólido é uma função forte da forma do corpo.

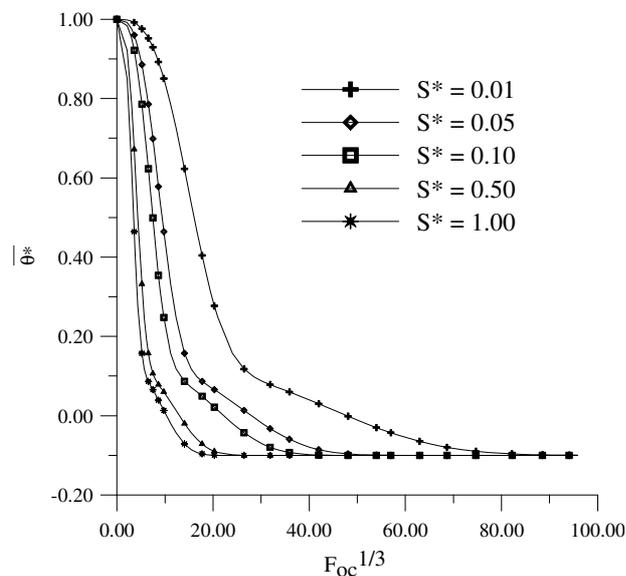


FIGURA 9. Influência do Parâmetro S^* na temperatura média adimensional em função do F_{oc} para $Bim = 0,02$; $Bic = 0,02$; $V^* = 5,00$; $R^* = 1,00$; $Q^* = 0,10$, e $P^* = 0,10$.

Na Figura 10, ilustra-se a influência do Bic sobre a temperatura média adimensional; observa-se um comportamento similar ao apresentado na Figura 3, isto é, forte dependência dessa variável com esse parâmetro, aumentando a taxa de aquecimento do sólido com o seu crescimento.

Verifica-se, nas Figuras 5-10, que as curvas mudam de comportamento exatamente em $\bar{\theta} = P^* = 0,1$; indicando o ponto do início do efeito da geração de massa no fenômeno de aquecimento do sólido.

Do ponto de vista prático, itens frescos, tais como frutas e vegetais, estão respirando, transpirando e secando todos ao mesmo tempo. Durante o resfriamento a baixas taxas de resfriamento e secagem a baixas temperaturas/aeração, de frutas e vegetais, a geração interna de calor devido à respiração e perda de massa devido à transpiração são muito importantes para manter a qualidade e aumentar a vida de prateleira dos produtos. Similarmente, efeito de evaporação superficial, na transferência total de energia, é significativo, especialmente em baixas umidades relativas do ar.

A pressão de vapor na superfície evaporante é uma função da temperatura na superfície do produto. Desde que, em frutas e vegetais depois de colhidos, estão vivendo organismos, eles continuam produzindo seus processos de respiração de vida normal. Esse processo envolve a entrada de oxigênio que reage com o açúcar no produto para produzir dióxido de carbono, água e calor. Esse calor acumula-se no produto e aumenta a temperatura do mesmo, a menos que esse calor seja removido.

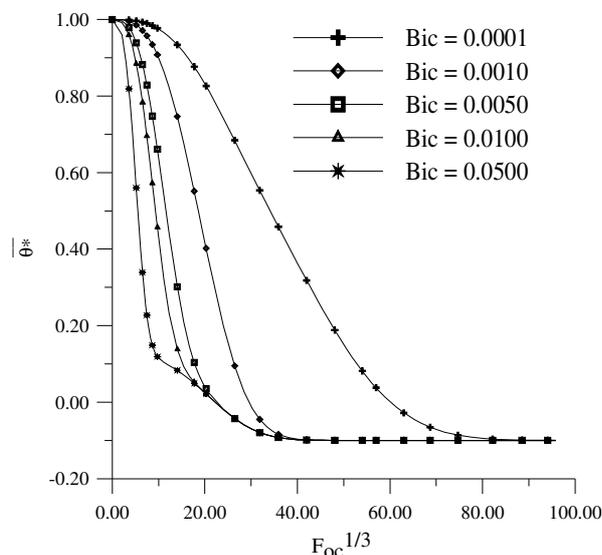


FIGURA 10. Influência do Parâmetro Bi_c na temperatura média adimensional em função do Foc para $Bm = 0,02$; $V^* = 5,00$; $R^* = 1,00$; $S^* = 0,10$; $Q^* = 0,10$, e $P^* = 0,10$.

Quando a água evapora na superfície do produto, o calor requerido é removido da superfície do produto, isto é, proporciona um efeito de resfriamento. Portanto, sob condições de estado permanente, a temperatura na superfície evaporante não é necessariamente aquela do ar ambiente. Ela pode ser maior ou menor que a temperatura do ar ambiente, dependendo da magnitude relativa do calor adicionado por respiração e calor removido devido à evaporação. Isso explica o comportamento da temperatura do sólido nas proximidades do equilíbrio térmico.

CONCLUSÕES

É vantagem tratar o problema proposto na forma adimensional, uma vez que a solução não depende das propriedades termofísicas, dimensões e das condições iniciais e finais do material, ampliando a sua aplicação em problemas de regime transiente.

O aumento do Bim e S^* e o decréscimo de P^* aumentam a velocidade de secagem.

O aumento dos parâmetros S^* e P^* aumenta a taxa de aquecimento do corpo, sendo o parâmetro de forma S^* o que tem mais influência.

O aumento dos parâmetros Q^* , V^* ($V^* < 1$) e Bi_c e o decréscimo do parâmetro R^* aumentam a taxa de aquecimento do corpo. Vale salientar que a influência do parâmetro V^* é fortemente dependente do parâmetro R^* e vice-versa.

AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem ao CNPq/UFPB/PIBIC (Programa Institucional de Bolsas de Iniciação Científica), ao CNPq (processo nº 476457/2001-7) e à CAPES, pela concessão de auxílio a esta pesquisa, bem como aos autores dos trabalhos aqui reportados que ajudaram a melhorar a sua qualidade.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABELL, M.L.; BRASELTON, J.P. *Mathematica® by example*. Revised Edition, Boston: AP Professional, 1994. 523 p.
- BLACHMAN, N. *Mathematica®: uma abordagem prática*. Rio de Janeiro: Prentice-Hall do Brasil, 1996. 241 p.
- FORTES, M.; OKOS, M.R. Drying theories: their bases and limitations as applied to foods and grains. In: MUJUMDAR, A. S. *Advances in drying*. Washington: Hemisphere Publishing Corporation, 1980. v.1, p.119-54.
- GEBHART, B. *Heat conduction and mass diffusion*. New York: McGraw-Hill, 1993. 634 p.
- KEEY, R.B. *Drying of loose and particulate materials*. New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1992. 502 p.
- LIMA, A.G.B. *Estudo da secagem e dimensionamento de secador de casulos do bicho-da-seda*. 1995. 190 f. Dissertação (Mestrado em Térmica e Fluidos) - Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, 1995.
- LIMA, A.G.B. *Fenômeno de difusão em sólidos esferoidais prolato. Estudo de caso: secagem de bananas*. 1999. 256 f. Tese (Doutorado em Térmica e Fluidos) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.
- LIMA, A.G.B.; NEBRA, S.A. Modelos concentrados de transferência de calor e massa aplicados a corpos com forma arbitrária. In: CONGRESSO NACIONAL DE ENGENHARIA MECÂNICA, (CONEM), 1., 2000, Natal. *Anais...* Natal: Sociedade Brasileira de Ciências Mecânicas, 2000. 1 CD.
- LIMA, L.A.; LIMA, A.G.B. Uso do software mathematica® como ferramenta de auxílio ao ensino de engenharia mecânica. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENSINO DE ENGENHARIA - (COBENGE), 1., 2000, Ouro Preto. *Anais...* Ouro Preto: Associação Brasileira de Ensino de Engenharia, 2000. 1 CD.
- MADAM, R. *Programming in mathematica®*. New York: Addison-Wesley, 1996. 333 p.
- PARRY, J.L. Mathematical modeling and computer simulation of heat and mass transfer in agricultural grain drying. A review. *Journal of Agricultural Engineering Research*, London, v. 32, p.1-29, 1985.
- PARTI, M. Evaluation of selected mathematical models for grain drying. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM (IDS'90/CHISA'90), 7., 1990, Praha. *Proceedings...* Praha: 1990. v.3, p.153-62.
- PARTI, M. Selection of mathematical models for drying grain in thin-layers. *Journal of Agricultural Engineering Research*, London, v.54, p.339-52, 1993.
- SCHNEIDER, P.J. Conduction. In: ROHSENOW, W.; M.; HARTENETT, J.P.; GANIC, E.N. *Handbook of heat transfer: fundamentals*. New York: McGraw-Hill Book Company, 1985, p.4.1-4.187.
- STRUMILLO, C.; KUDRA, T. *Drying: principles, science and design*. New York: Gordon and Breach Science Publishers, 1986. 448 p.
- WOLFRAM, S. *The mathematica book*. New York: Cambridge University Press, 1996. 1403 p.