

# Modelagem e Simulação Matemática de um Secador Industrial de Túnel para Frutas

B.N.C. HUAMBO<sup>1</sup>, F.C. MENEGALLI, DEA-FEA-UNICAMP, Campinas, SP, Brasil

M. AMENDOLA, DPLPAG-FEAGRI-UNICAMP.

**Resumo.** No presente estudo propõe-se um modelo matemático para a operação semi-contínua de um secador industrial para frutas. O modelo é aplicado ao caso da secagem de uvas tipo Itália num secador de túnel com fluxo de ar em corrente paralela. Os resultados da simulação matemática concordam com a informação experimental. Sendo assim, posteriormente o modelo poderá ser usado tanto para otimizar a operação do secador e a qualidade da fruta, quanto para um projeto de secador ótimo e controle automático.

## 1. Introdução

No Brasil praticamente toda a uva passa consumida é importada. Embora a produção de uvas venha crescendo no país, as passas ainda estão sendo produzidas pelo método tradicional de secagem ao sol, processo que tem diversas desvantagens, tais como: longos tempos de secagem, contaminação do produto, e perdas devido a condições climáticas adversas. Uma boa alternativa para acelerar o processo e melhorar a qualidade do produto é o uso de secadores mecânicos de túnel.

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

## 2. Descrição Física do Secador

Neste trabalho propõe-se um modelo matemático para a secagem de uvas usando um secador industrial de túnel que opera com carrinhos e cuja estrutura é semi-contínua como mostramos na Figura 1. Cada carrinho com um número determinado de bandejas iguais com fruta úmida, é introduzido periodicamente em uma das extremidades do túnel (I), enquanto outro, que atinge a umidade final pré-fixada,

---

<sup>1</sup>e-mail: nicolas@ceres.fea.unicamp.br

é retirado do outro extremo do túnel (O). As frutas são colocadas uniformemente sobre a superfície de cada bandeja.

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

Para a análise matemática do processo de secagem, cada carrinho pode ser considerado como um secador descontínuo independente.

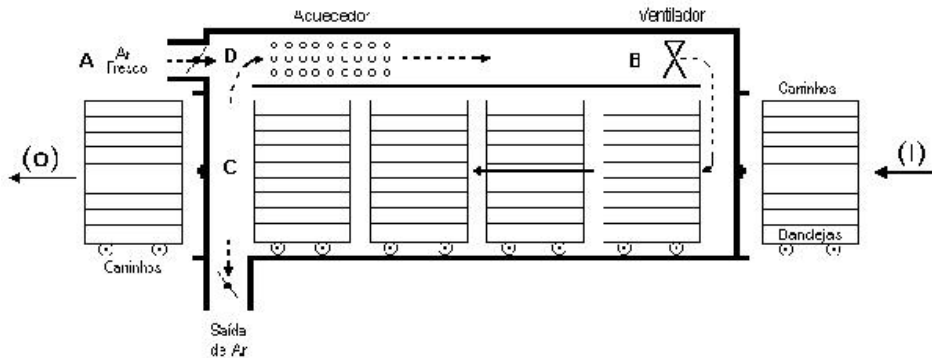


Figura 1: Secador de Túnel com corrente paralela de ar.

### 3. Modelagem Matemática do Processo

O modelo matemático do secador envolve equações que descrevem os balanços simultâneos de calor e massa do produto e do ar nas bandejas e no túnel, além das equações que representam as propriedades termofísicas do ar e do produto. Considera-se uma cinética de primeira ordem para a secagem da fase sólida, isto é para o mecanismo de transferência de massa na fase sólida, com um coeficiente cinético de natureza fenomenológica; supõe-se perfis de umidade e temperatura constantes dentro da fruta e que a umidade e temperatura do ar são constantes na seção transversal do secador. O secador tem  $N$  carrinhos, e cada carrinho  $i$ , ( $i = 1, \dots, N$ ) é carregado com uma quantidade  $W$  de produto. Assume-se que o perfil de umidade e temperatura da corrente gasosa é plano, isto é, a umidade não varia da bandeja superior à bandeja inferior nos carrinhos. Portanto, o balanço para uma bandeja é representativo dos balanços para todas as bandejas de um carrinho.

No que segue, apresenta-se as equações acima referidas nas bandejas e no túnel.

#### 3.1. Modelagem Matemática nas Bandejas

Baseado nessas considerações e tomando como base um kg de sólido seco, a equação da cinética de secagem do sólido para a variável  $X^i$ , que representa a umidade do

sólido no carrinho  $i$ , é:

$$-\frac{dX^i}{dt} = k_M^i(X^i - X_e^i), \quad (3.1)$$

onde  $k_M^i$ , a constante de secagem, é calculada usando a seguinte equação empírica:

$$k_M^i = k_o \exp\left(-\frac{A'}{T_A^i}\right), \quad (3.2)$$

onde  $T_A^i$  é a temperatura do ar em graus Kelvin, e  $k_o$  e  $A'$  são parâmetros de ajuste da equação (3.2), e  $X_e^i$  é o conteúdo de umidade de equilíbrio de desorção do produto como uma função da atividade de água e a temperatura do ar ambiente, e pode ser obtido pela equação de GAB (Guggenheim-Anderson-de Boer):

$$X_e^i = \frac{X_M C K a_W^i}{(1 - K a_W^i)[1 - (1 - C)K a_W^i]}, \quad (3.3)$$

onde  $X_M$ ,  $C$  e  $K$  são constantes, definidas como segue:  $X_M$  é o teor de umidade correspondente a uma monocamada adsorvida e  $C$  e  $K$  são constantes relacionadas ao efeito da temperatura (Maroulis et al., 1988).

$$C = C_o \left[ \exp\left(\frac{\Delta H_C}{RT_A^i}\right) \right], \quad (3.4)$$

$$K = K_o \left[ \exp\left(\frac{\Delta H_K}{RT_A^i}\right) \right], \quad (3.5)$$

$C$  e  $K$  foram definidas na equação (3.3),  $\Delta H_C$  e  $\Delta H_K$  são funções do calor de sorção da água,  $C_o$  e  $K_o$ , são constantes ajustadas para efeito da temperatura,  $R$  é a constante universal dos gases,  $a_W^i$  que representa a atividade de água pode ser avaliada como:

$$a_W^i = \frac{Y_A^i P}{(\lambda_B + Y_A^i) P^{sat}}, \quad (3.6)$$

onde  $P$  é a pressão total,  $Y_A^i$  a umidade absoluta do ar,  $\lambda_B$  a razão dos pesos moleculares de água ao ar, e  $P^{sat}$  a pressão de vapor de água, que pode-se calcular usando a equação de Antoine:

$$\ln P^{sat} = A_1 - \frac{A_2}{A_3 + T_A^i}, \quad (3.7)$$

onde  $A_1$ ,  $A_2$  e  $A_3$  são constantes características de cada substância.

No balanço entálpico para a fase sólida utiliza-se um coeficiente fenomenológico global de transferência de calor, representado por  $U$ , que envolve a transferência de calor dentro do sólido e na camada limite da fase gasosa:

$$\frac{dh_S^i}{dt} = UA(T_A^i - T_P^i) + \Delta H^i \frac{dX^i}{dt}, \quad (3.8)$$

onde  $T_P^i$ , representa a temperatura do sólido,  $A$  representa a área do sólido por unidade de massa de sólido seco,  $\Delta H^i$  representa o calor isostérico de sorção, e  $h_S^i$  representa a entalpia específica do produto úmido que pode ser calculada pela seguinte equação, assumindo  $0^\circ C$  como temperatura de referência:

$$h_S^i = T_P^i(C_{P,SS} + C_{P,W}X^i) = T_P^i \cdot C_{P,SU}, \quad (3.9)$$

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

Mais ainda, pode-se supor que não existem diferenças de temperatura dentro do sólido, isto é, que a temperatura do sólido é constante e igual a  $T_P^i$  e que o coeficiente global de transferência de calor é igual ao coeficiente de transferência de calor externo do mesmo, este último representado por  $h$ ; neste caso a equação do balanço entálpico da fase sólida pode-se escrever como:

$$C_{P,SU} \frac{dT_P^i}{dt} = hA(T_A^i - T_P^i) + \Delta H^i \frac{dX^i}{dt}, \quad (3.10)$$

cujos fatores são definidos no que segue.

Para sólidos esféricos,  $A$  pode ser calculada a partir do diâmetro de partícula  $dp$  e da densidade do sólido seco  $d_{ss}$  como:

$$A = \frac{6}{dp \cdot d_{ss}}, \quad (3.11)$$

e  $\Delta H^i$ , que é o calor de sorção, pode ser calculado como:

$$\Delta H^i = \lambda^i + q_{st}, \quad (3.12)$$

onde  $\lambda^i$  que representa o calor de vaporização da água pura, é dado por:

$$\lambda^i = (H_2^i - H_1^i), \quad (3.13)$$

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

$$q_{st} = q_o \exp\left(-\frac{X_e^i}{x_o}\right), \quad (3.14)$$

onde  $q_o$  é igual a  $q_{st}$  quando o teor de umidade é igual a zero e  $x_o$  é um teor de umidade característico constante de um material alimentício.

Mas para determinar a diferença de entalpias que aparece na equação (3.13) tem-se duas alternativas do ponto de vista termodinâmico, e uma delas pode ser escrita como:

$$H_2^i - H_1^i = \Delta H_i' + C_{P,V}(T_A^i - T_P^i), \quad (3.15)$$

onde  $\Delta H_i'$  é o calor latente de vaporização da água que pode ser avaliada pela equação adaptada de Perry and Green (1997):

$$\Delta H_i' = C1 \cdot (1 - T_r)^{C2+C3 \cdot T_r+C4 \cdot T_r \cdot T_r} / (18,02E03), \quad (3.16)$$

onde  $T_r$  é a temperatura reduzida da água;  $C1$ ,  $C2$ ,  $C3$ , e  $C4$  são parâmetros de ajuste da equação (16).

O balanço de água total para a fase gasosa e sólida, considerando um intervalo,  $dL$ , da bandeja é:

$$m'_{AM} \frac{dY_A^i}{dL} + W' \frac{dX^i}{dt} = 0, \quad (3.17)$$

$$m_{AM} = m'_{AM} \cdot NB, \quad (3.18)$$

onde  $m_{AM}$  é a vazão mássica total de ar de secagem,  $m'_{AM}$  é a vazão de ar de secagem em cada bandeja,  $NB$  é o número de bandejas em cada carrinho, e  $W'$  é a massa de sólido seco por unidade de comprimento do secador que pode ser calculada, supondo que o sólido são partículas esféricas em contato uma com a outra, como:

$$W' = \frac{dss \cdot V_{SOL}}{d_P} = \frac{\pi dss d_P^2}{6}, \quad (3.19)$$

onde  $V_{SOL}$  é o volume do sólido.

O balanço de entalpia para a fase gasosa considerando um intervalo  $dL$  é

$$m'_{AM} C_{P,GU} \frac{dT_A^i}{dL} + W' hA (T_A^i - T_P^i) = 0, \quad (3.20)$$

onde  $C_{P,GU}$  é o calor específico do gás úmido é dado por

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

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

As equações (3.1), (3.10), (3.17), e (3.20) são as equações que definem o modelo matemático para um comprimento  $dL$  de secagem da bandeja. As equações restantes representam propriedades termofísicas assim como coeficientes de transporte.

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

### 3.2. Modelagem Matemática no Túnel

Após a repetição do uso do modelo matemático acima definido para a determinação dos perfis desejados em todos os carrinhos do secador, deve-se resolver o sistema de equações de balanço de massa e energia no túnel. A figura 2 mostra a nomenclatura e seqüência das correntes de ar para os cálculos dos balanços de massa e energia no ponto (D) de mistura do ar fresco e do ar reciclado no processo de secagem ao longo do túnel.

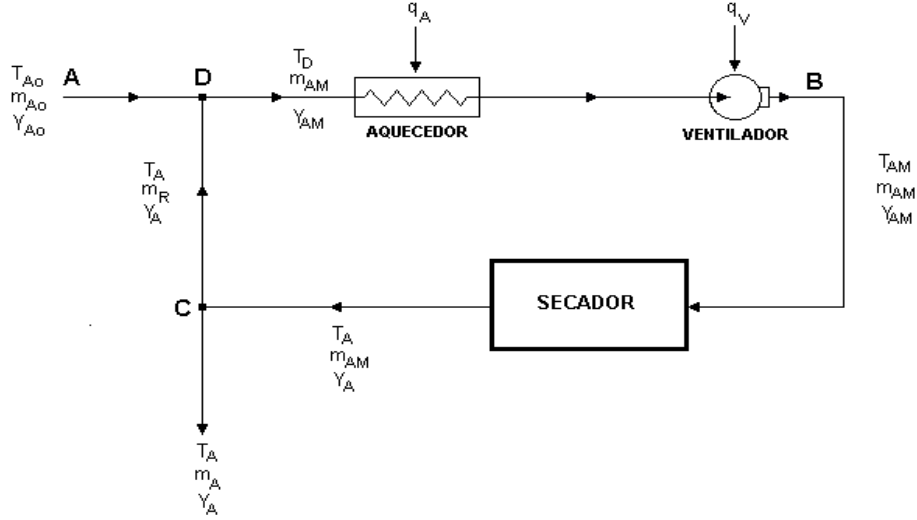


Figura 2: Nomenclatura e seqüência do processo de secagem.

O sistema de equações que estabelecem estes balanços de massa e de energia são respectivamente dados por:

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

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

e

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

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

onde  $h_A^i$  representa entalpia específica da corrente de ar e pode ser calculada como:

$$h_A^i = C_{P,A} T_A^i + (\Delta H_o + C_{P,V} T_A^i) Y_A^i, \quad (3.26)$$

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

A vazão de recirculação do ar  $m_R$  esta definida em função da razão de recirculação de ar  $r$  como segue:

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

onde  $m_{Ao}$ ,  $m_A$  e  $m_{AM}$  são as vazões de ar fresco, ar na saída do secador e ar de secagem, respectivamente; e  $T_D$  e  $T_{AM}$  são as temperaturas do ar de secagem antes e depois do aquecedor.

Este conjunto de equações é que forma o modelo matemático completo do secador industrial, o que deve ser utilizado até que se atinja as condições finais de secagem.

Além disso, como a teoria termodinâmica indica que o conteúdo de umidade do produto deve ser maior que aquele que corresponde ao equilíbrio imposto pelas condições de operação sobre o carrinho, a condição :

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

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

## 4. Materiais e Métodos

Para a simulação matemática das equações (3.1), (3.10), (3.17) e (3.20), que representam a umidade do sólido, a temperatura do sólido, a umidade do ar e a temperatura do ar, respectivamente, no secador industrial com corrente de ar circulando em paralelo, consideram-se:

*Dados do secador:*  $N$  (número de carrinhos) = 4;  $L_o$  (comprimento das bandejas) = 1 m;  $NL$  (número de divisões em cada bandeja) = 10; e  $NB$  (número de bandejas em cada carrinho) = 10.

*Condições de operação :*  $P$  (pressão total no secador) = 94.7 kPa;  $X_o$  (umidade inicial do sólido em base seca) = 4.00;  $X_f$  (umidade final do sólido em base seca) = 0.2;  $T_{Ao}$  (temperatura do ar fresco) = 25°C;  $Y_{Ao}$  (umidade absoluta do ar fresco em base seca) = 0.0126;  $T_{AM}$  (temperatura do ar de secagem) = 75°C;  $Y_{AM}$  (umidade absoluta do ar de secagem em base seca) = 0.083;  $T_{Po}$  (temperatura inicial do sólido) = 25°C, e  $u_A$  (velocidade do ar) = 2.0 m/s.

É uma prática comum na operação dos secadores industriais, manter constante a umidade e temperatura do ar de secagem,  $Y_{AM}$  e  $T_{AM}$ , para o que é necessário o controle de ar fresco  $m_{Ao}$  e do calor fornecido pelo aquecedor,  $q_A$ ; e consequentemente da razão de recirculação .

Para calcular a vazão de ar fresco  $m_{Ao}$  e a vazão do ar de recirculação  $m_R$  devem-se resolver as equações (22) e (23) simultaneamente inserindo a umidade do ar na saída do túnel,  $Y_A^4$ . De forma similar o calor fornecido pelo aquecedor ao ar  $q_A$  pode ser calculado resolvendo simultaneamente as equações (24) e (25), usando neste caso, o valor da temperatura do ar na saída do túnel,  $T_A^4$ .

Os valores dos parâmetros  $k_o$  e  $A'$  da equação da constante de secagem que aparecem na equação (3.2) e os parâmetros  $X_M$ ,  $C_o$ ,  $\Delta H_C$ ,  $K_o$  e  $\Delta H_K$  da equação de  $GAB$  (3.3), para a determinação da umidade de equilíbrio, foram obtidas ajustando os dados experimentais para uva tipo Itália (Gabas, 1998) usando o método quase-Newton implementado no software Statistica 5.0 de Statsoft, Inc. (1995).

Como a operação do secador é descontínua precisam-se supor os perfis iniciais de umidade e temperatura do produto em todas as bandejas. Se conhece a umidade inicial do primeiro carrinho,  $X_o$  enquanto os outros carrinhos encontram-se à umidade final do carrinho anterior no ciclo, que é o período de tempo que gasta um carrinho em avançar um espaço no túnel (tempos entre cada entrada e saída dos carrinhos). Portanto, assume-se inicialmente um perfil plano e descontínuo, isto é, o primeiro carrinho tem a umidade inicial plana ao longo de seu comprimento, o segundo e seguintes tem perfis similares só que menores e dependentes de uma

função linear da distribuição de umidade entre a umidade inicial e aquela que corresponde ao penúltimo carrinho. Se conhece também a temperatura inicial do sólido, portanto se assume que é constante e igual para todos os carrinhos.

Logo, usando as equações (3.1), (3.10), (3.17) e (3.20) do modelo matemático para todos os carrinhos determinam-se os perfis de umidade e temperatura do produto e ar a diferentes tempos até que a umidade média  $X_{avg}$  no último carrinho atinge a umidade final desejada no produto  $X_f$  e se corrige o perfil, isto é, se trocam os perfis de forma que o perfil do primeiro carrinho ao final do ciclo será o perfil do segundo ao início do ciclo, o perfil do segundo carrinho ao final do ciclo será o perfil do terceiro carrinho ao início do ciclo e assim sucessivamente, enquanto o perfil do primeiro carrinho será aquele que corresponde ao material sólido úmido,  $X_o$ . Uma vez que se atinge a umidade final no produto, compara-se o perfil velho  $P_v$  e o perfil novo  $P_n$  usando a raiz quadrada da média quadrada relativa do erro (Saravacos et al., 1986). Se estes perfis não são iguais se corrige novamente o perfil até que se tenha atingido a igualdade, o que significa o perfil correspondente ao estado quase estacionário no secador.

As equações do modelo matemático (3.1), (3.10), (3.17) e (3.20) se aplicam a todas as bandejas em cada carrinho como se fosse um secador descontínuo cuja bandeja está dividida em  $NL$  unidades de comprimento iguais com valores de umidade e temperatura médios para cada divisão. Adicionalmente, em cada divisão se determinam as vazões de ar fresco e ar de recirculação, calor fornecido e razão de recirculação usando as equações (22 e 23), (24 e 25) e (27), respectivamente. Os cálculos começam do lado do secador onde entra a fruta, isto é, no mesmo ponto onde entra o ar quando se tem uma configuração concorrente ou com corrente paralela de ar.

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

No apêndice se mostra o diagrama de blocos que representa o algoritmo usado na simulação matemática e cujo código foi implementado usando a linguagem de programação FORTRAN 90 de Fortran PowerStation 4.0 num computador laptop IBM ThinkPad 310. O algoritmo usado simula o início da operação do secador até atingir o estado quase-estacionário no qual introduzir um novo carrinho produzirá um ciclo igual ao anterior.

## 5. Resultados e Discussão

Como indicado na metodologia, a simulação matemática do secador de túnel semi-contínuo assume perfis iniciais planos tanto para a umidade quanto para a temperatura da uva. As figuras 3 e 4 mostram tanto estes perfis planos iniciais quanto a evolução dos mesmos com o tempo e ao longo de todo o comprimento do secador, onde pode-se observar também que a taxa de secagem deste produto é mais ou menos alta de acordo como a maior ou menor umidade, respectivamente. Note por exemplo, que nas primeiras 8 horas da secagem no carrinho um, a umidade da fruta



desce 31,25% , ou de 4,00 a 2,75 em base seca; enquanto nesse mesmo tempo no carrinho quatro, a umidade desce 11,25 % ou de 1,20 a 0,75 em base seca. O último perfil corresponde ao do tempo no qual a umidade média no quarto carrinho atinge a umidade desejada no produto.

A simulação matemática gera os perfis da umidade e temperatura do produto assim como a umidade e temperatura do ar ao longo do secador no estado quase estacionário as quais são mostradas nas figuras 5,6,7 e 8, respectivamente.

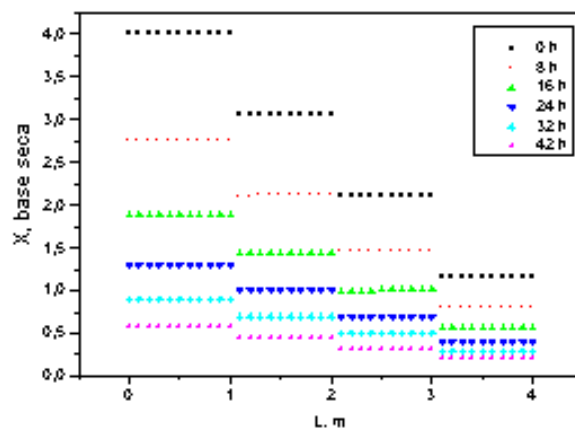


Figura 3: Perfis iniciais supostos: N=4 umidade da fruta.

As figuras 5 e 6 mostram que as mudanças da umidade da uva durante o estado quase estacionário são mínimas devido ao fato de que a taxa de secagem da uva é muito lenta, assim pra reduzir a umidade da uva de 80 a 16,70 % em base úmidade precisa-se de um tempo total de secagem de 67,2 horas, considerando que o tempo do ciclo determinado na simulação matemática é de 16,8 horas, o que significa que a cada 16,8 horas deve-se introduzir um novo carrinho com fruta fresca no extremo do túnel (I), e retirar outro com a umidade desejada no produto do extremo oposto (O). Deve-se notar que o tempo total de secagem é igual ao tempo de cada ciclo vezes o número de carrinhos. Embora, este tempo seja prolongado comparado com outros produtos alimentícios sujeitos ao mesmo tipo de processo de secagem encontrados na literatura, ele é menor que aquele quando se aplica a secagem ao sol.

As figuras 7 e 8 mostram que as variações da umidade do ar (0,08300 a 0,08317) e da temperatura do ar (74,53 a 75,00) ao longo do comprimento do secador durante a secagem são mínimas, o que permite que a recirculação seja alta e a vazão de ar fresco também tenha valores mínimos. Note-se também que os perfis de umidade do ar vão diminuindo com o tempo enquanto os perfis de temperatura do ar vão aumentando como resultado da menor saturação do ar segundo a secagem vai progredindo.

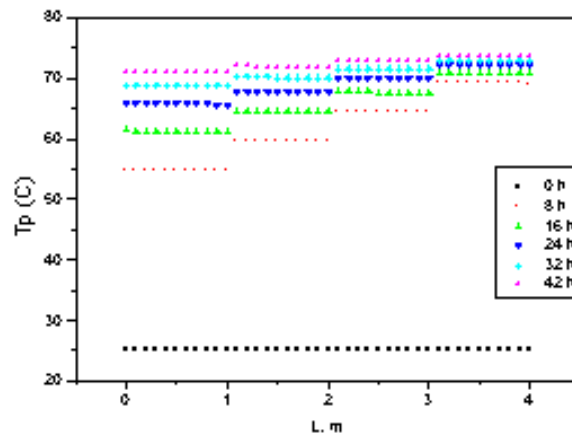


Figura 4: Perfis iniciais supostos: N=4 temperatura da fruta.

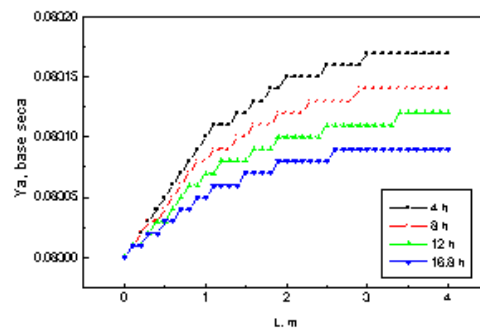


Figura 5: Estado quase-estacionário: N=4 umidade da fruta.

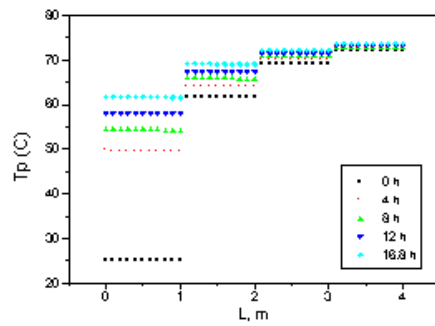


Figura 6: Estado quase-estacionário: N=4 temperatura da fruta.

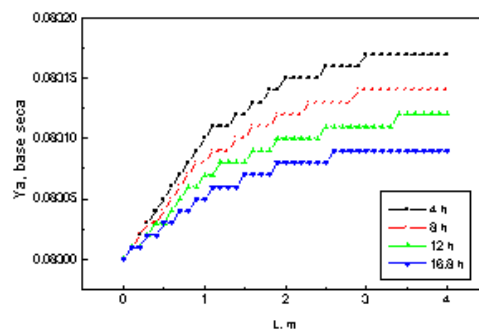


Figura 7: Estado quase-estacionário: N=4 umidade absoluta do ar.

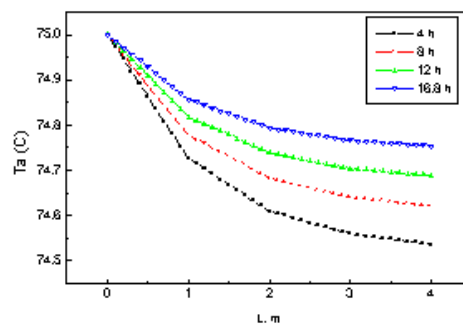


Figura 8: Estado quase-estacionário: N=4 temperatura do ar.

## 6. Conclusões

Os resultados da simulação matemática indicam que a secagem de uvas é um processo lento comparado à secagem de outros produtos alimentícios, porque requer cerca de 67,2 horas para reduzir a umidade da uva de 80 a 16,17% em base úmida; e mostram que: a taxa de secagem é rápida ou lenta durante o processo de secagem dependendo da umidade da uva ser alta ou baixa respectivamente, e portanto, a mudança de umidade com o tempo no primeiro carrinho é grande enquanto nos últimos carrinhos é bem pequena; a temperatura do produto muda rapidamente no início da secagem até que atinge uma temperatura próxima da temperatura do ar de secagem e permanece praticamente constante o resto do processo de secagem, enquanto que a umidade e a temperatura do ar variam ligeiramente ao longo do comprimento do secador, o que permite o uso de altas vazões de recirculação.

Sendo assim, o presente estudo indica que usando um modelo semi-empírico pode-se simular matematicamente o processo de secagem num secador industrial de túnel, o que será adequado sempre que se efetuar um bom desenvolvimento matemático, e gera condições de usá-lo para o planejamento ou otimização das condições de operação do secador, o que já vem sendo realizado.

### NOMENCLATURA

$A$	área do sólido por kg de sólido seco ( $m^2/kg_{ss}$ )
$A_1, A_2, A_3$	constantes de Antoine (3.7)
$a_w$	atividade de água da corrente de ar
$C_1, C_2, C_3, C_4$	constantes da equação de calor latente de vaporização (3.16)
$C_{P,AS}$	calor específico do ar (kJ/kg as.K)
$C_{P,SS}$	calor específico do sólido seco (kJ/kg ss.K)
$C_{P,V}$	calor específico do vapor ( $kJ/kg_{H_2O}.K$ )
$C_{P,W}$	calor específico da água ( $kJ/kg_{H_2O}.K$ )
$C_{P,SU}$	calor específico do sólido úmido (kJ/kg ss.K)
$C_{P,GU}$	calor específico do gás úmido (kJ/kg as.K)
$d_p$	diâmetro da partícula, m
$d_{ss}$	densidade do sólido seco ( $kg_{ss}/m^3$ )
$h_A$	entalpia específica da corrente úmida de ar na saída (kJ/kg as)
$h_{A_o}$	entalpia específica de ar fresco (kJ/kg as)
$h_{AM}$	entalpia específica da corrente de ar na entrada (kJ/kg as)
$h_S$	entalpia específica do produto úmido (kJ/kg ss)
$h$	coeficiente convectivo do sólido ( $kJ/h.m^2.K$ )
$H_1$	entalpia do vapor de água a $T_A$ (kJ/kg $H_2O$ )
$H_2$	entalpia da água líquida a $T_P$ (kJ/kg $H_2O$ )
$i$	carrinho do secador
$k_M$	constante de secagem (1/h)
$k_o, A'$	constantes da equação de constante de secagem
$m_A$	vazão mássica de ar na saída do secador (exhaust air) (kg as/h)

$m_{Ao}$	vazão mássica do ar fresco (kg as/h)
$m_{AM}$	vazão mássica do ar de secagem (kg as/h)
$m'_{AM}$	vazão mássica do ar de secagem por bandeja (kg as/h)
$m_R$	vazão mássica do ar recirculado (kg as/h)
$N$	número de carrinhos
$N_B$	número de bandejas nos carrinhos
$N_L$	número de divisões (comprimento) na bandeja
$L_o$	comprimento da bandeja ( $m$ )
$P$	pressão total (kPa)
$P_n$	Perfil novo
$P_v$	Perfil velho
$P^{sat}$	pressão de vapor de água (kPa)
$q_A$	calor fornecido pelo aquecedor (kJ/h)
$q_o$	calor isostérico da primeira molécula de água (kJ/kg) (constante de equação de Tsami (14))
$q_{st}$	excesso de calor de sorção (kJ/kg)
$q_V$	energia utilizada pelo ventilador (kJ/h)
$R$	constante universal dos gases ideais (kJ/mol.K)
$r$	razão de recirculação
$t$	tempo (h)
$t_R$	período de tempo cíclico batch (h)
$T_A$	temperatura da corrente de ar na saída ( $^{\circ}C$ )
$T_D$	temperatura do ar antes do aquecedor ( $^{\circ}C$ )
$T_P$	temperatura do produto ( $^{\circ}C$ )
$T_r$	temperatura reduzida
$u_A$	velocidade do ar ( $m/s$ )
$U$	coeficiente global de transferência de calor ( $kJ/h.m^2.K$ )
$W$	carga no carrinho (kg ss)
$W'$	massa contida na unidade de comprimento (kg ss/m)
$X$	conteúdo de umidade do material (kg/kg ss)
$X_{avg}$	umidade média no último carrinho (kg/kg ss)
$X_e$	conteúdo de umidade do material no equilíbrio (kg/kg bs)
$X_o$	umidade inicial da fruta (kg água/ kg ss)
$X_f$	umidade final da fruta (kg água/ kg ss)
$x_o$	conteúdo de umidade característica do material alimentício (constante da equação Tsami(14))
$X_M, C, K, C_o, K_o$	constantes da equação de GAB (3)
$Y$	umidade absoluta do ar ( $kg/kg as$ )

**Letras Gregas:**

$\Delta H$	calor isostérico de sorção ( $kJ/kgH_2O$ )
$\Delta H'$	calor latente de vaporização da água ( $kJ/kgH_2O$ )
$\Delta H_o$	calor latente de vap. da água na temp. de ref. ( $kJ/kg H_2O$ )
$\Delta H_C$	constantes da equação de GAB (3)
$\Delta H_K$	constantes da equação de GAB (3)

$\Delta L$ ( $dL$ )	comprimento na unidade do balanço (m)
$\lambda$	calor latente de vaporização da água pura (kJ/kg $H_2O$ )
$\lambda_B$	razão dos pesos moleculares da água ao ar

**Subíndices:**

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

**Referências**

- [1] A.L. Gabas, Secagem de Uva Itália em Leito Fixo, Dissertação de Mestrado, Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, 1988.
- [2] C.T. Kiranoudis, Z.B. Maroulis, D. Marinos-Kouris, M. Tsampanlis, Modeling and Optimization of a Tunnel Grape Dryer. *Drying Technology*, **14** (1996), 1695-1718.
- [3] D. Marinos-Kouris, Z.B. Maroulis, C.T. Kiranoudis, Computer Simulation of Industrial Dryers, *Drying Technology*, **14** (1996), 971-1010.
- [4] Z.B. Maroulis, E. Tsami, D. Marinos-Kouris, Application of the GAB Model to the Moisture Sorption Isotherms for Dried Fruits, *Journal of Food Engineering*, **7** (1988), 63-78.
- [5] R.H. Perry, D.W. Green, "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 7th ed. McGraw-Hill, USA, Ch. 2: **54** and 160, 1997.
- [6] G.D. Saravacos, D.A. Tsiourvas, E. Tsami, Effect of Temperature on the Water Adsorption Isotherms of Sultana Raisins, *Journal of Food Science*, **51** (1986), 381-387.
- [7] E. Tsami, Z.B. Maroulis, D. Marinos-Kouris, G.D. Saravacos, Heat of Sorption of Water in Dried Fruits. *Int. Journal of Food Science Technology*, **25** (1990), 350-359.

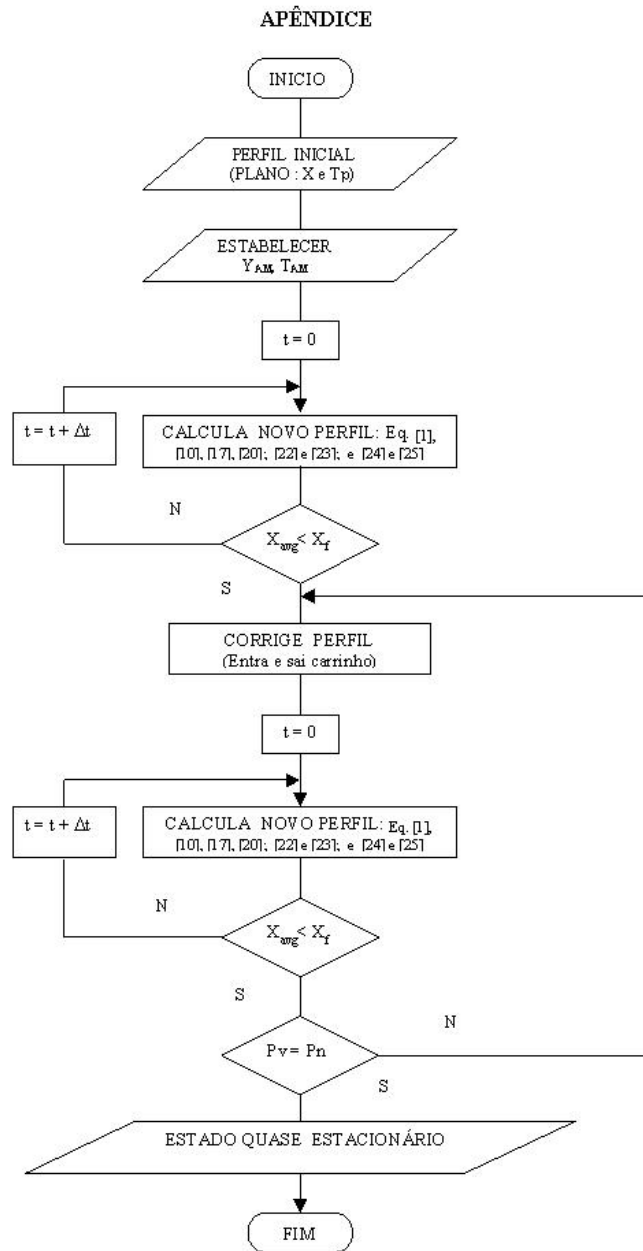


Figura 9: diagrama de blocos.

