

Emanuelle Iaçana Berté Parisotto

**DETERMINAÇÃO DE PARÂMETROS, MODELAGEM
MATEMÁTICA E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DA SECAGEM DE
POLPA DE TOMATE POR *CAST-TAPE DRYING***

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do Grau de mestre em Engenharia de Alimentos.

Orientador: Prof. Dr. Bruno Augusto Mattar Carciofi.

Coorientador: Prof. Dr. João Borges Laurindo.

Florianópolis, 2016

Emanuelle Iaçana Berté Parisotto

**DETERMINAÇÃO DE PARÂMETROS, MODELAGEM
MATEMÁTICA E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DA SECAGEM DE
POLPA DE TOMATE POR *CAST-TAPE DRYING***

Florianópolis, 07 de março de 2016.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por minha vida e por todas as pessoas maravilhosas que coloca em meu caminho.

A meus amados pais, Ivete e Carlos, por serem exemplos de seres humanos, meus guias; Agradeço imensamente tudo que me ensinaram e ainda me ensinam, pelo amor, compreensão e principalmente pelo apoio e carinho. Vocês são minha fortaleza! Agradeço por sempre incentivarem e apoiarem que adquirisse cada vez mais conhecimento; Por se esforçarem e abdicarem de muitas coisas para que eu tivesse um estudo de qualidade; Este trabalho também é uma conquista de vocês! Ao meu irmão, Iaçanã, quem abriu meus olhos para a engenharia; Agradeço pelo carinho, amizade e apoio.

Ao Joel G. Teleken por todo amor, paciência, carinho, companheirismo, pela ajuda, correções e principalmente pelo apoio e compreensão em todos os momentos.

Ao meu orientador, Bruno Augusto Mattar Carciofi, pelas inúmeras contribuições, orientação, amizade, conhecimento transmitido, confiança e paciência; Que mesmo à distância esteve sempre presente e à disposição; É um exemplo de mestre e educador, e um dos responsáveis por minha escolha profissional e paixão pela pesquisa. Ao meu coorientador, João Borges Laurindo, pela orientação, pela presença em cada etapa do trabalho, pelas infatigáveis reuniões, inúmeras contribuições e por todo conhecimento transmitido. Obrigada pela confiança, por me acolherem desde a graduação e por me apresentarem o mundo da pesquisa e do conhecimento.

A todos os amigos do PROFI: Jaque, Glaucia, Juca, Giustino, Jade, Ricardo, Denise, Fernanda, Laura e Leno, pelo companheirismo, opiniões, por sempre estarem dispostos a ajudar e por deixarem o ambiente de trabalho mais divertido e agradável. Em especial agradeço: ao Gustavo por me acolher desde a graduação, pela confiança e a não medir esforços em me ensinar, auxiliar e corrigir sempre; A Neila pela disponibilidade e ajuda na realização de análises para o trabalho; A Paulinha e a Ange, pelo ótimo grupo de trabalho que formamos, agradeço pelas contribuições, ajuda, amizade, companheirismo, discussões, pela companhia nos finais de semana no laboratório, pelos momentos de descontração, por dividirem seus conhecimentos e principalmente por tornarem o trabalho mais leve e

divertido; Ao Jhony pela amizade, irmandade, ajuda, pelo conhecimento transmitido, principalmente em modelagem e simulação.

A todos os meus amigos de infância, de graduação e da pós-graduação. Ainda que alguns a distância tenha separado, são presentes em minha vida. Agradeço pela amizade, carinho, conselhos, por me ouvirem e por todos os momentos de diversão.

Ao Laboratório de Propriedades Físicas de Alimentos (PROFI), pelo suporte e por oferecer todas as condições necessárias para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos membros da banca, pela disposição, correções e sugestões.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos (PPGEAL) da Universidade Federal de Santa Catarina, pela oportunidade e apoio. Aos professores do PPGEAL por todos os ensinamentos transmitidos, que contribuíram para realização deste trabalho.

A Capes pela concessão da bolsa de estudos.

RESUMO

O tomate e a polpa de tomate são muito consumidos mundialmente e a desidratação é um processo que pode ser utilizado para estender a vida útil deste alimento. Entre outras técnicas, a secagem por *Cast-Tape Drying* (CTD) é uma alternativa para a desidratação de produtos termossensíveis, pois é um processo realizado a temperaturas menores que as secagens convencionais, com tempos de processo relativamente curtos. Este trabalho estudou a modelagem matemática e a simulação numérica do processo de secagem de polpa de tomate, comparando os resultados aos dados experimentais da secagem por CTD. Foram determinados experimentalmente os coeficientes convectivos de transferência de calor e de massa para o processo e construiu-se a isoterma de dessorção da polpa de tomate nas condições da secagem estudada. Durante a secagem foram monitoradas a temperatura e a velocidade do ar de secagem, a temperatura, umidade e espessura da polpa e a temperatura da água circulante. A solução do modelo de transferência de calor e de massa em regime transiente, proposto para o processo foi realizada com o auxílio do *software* COMSOL *Multiphysics* utilizando o Método dos Elementos Finitos para resolução numérica das equações. O modelo baseia-se na transferência de calor condutiva e na evaporação da umidade na superfície da polpa. Os fenômenos de transferência de calor e de massa estão ligados através das propriedades térmicas da polpa, as quais se baseiam na composição centesimal da amostra. O processo de desidratação estudado leva cerca de 8 min para reduzir a umidade da polpa de 9 g g^{-1} para menos de $0,1 \text{ g g}^{-1}$, tendo assim uma capacidade evaporativa de aproximadamente $14 \text{ kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. O modelo físico proposto para descrever o processo foi capaz de prever as evoluções da umidade e da temperatura da polpa de tomate durante a secagem por CTD. O modelo, baseado nos fenômenos de transferência de calor e de massa presentes na secagem de polpa por CTD, é uma ferramenta útil para o estudo e otimização deste processo e para sua aplicação em outras matérias-primas.

Palavras-chave: Secagem por espalhamento. Polpa. Espalhamento. Transferência de calor. Transferência de massa. Coeficiente convectivo.

ABSTRACT

Tomatoes and tomato pulp are extensively consumed worldwide and the dehydration process can be used to extend their shelf life. Among other techniques, the Cast-Tape Drying (CTD) is an alternative to dehydrate thermosensitive products, since CTD occurs under a relative low temperature and short time when comparing to conventional drying processes. The present work studied the mathematical modelling and numerical simulation of the tomato pulp drying process, validating the results with experimental data. Heat and mass transfer convective coefficients were experimentally determined as well as the desorption isotherm of the tomato pulp under the conditions of the studied process was constructed. During the drying process, it was measured and recorded the temperature and velocity of the air, the temperature, moisture and thickness of the pulp, and the temperature of circulating water. The Finite Element Method for numerical solution of the heat and mass transfer model was performed using COMSOL Multiphysics software. The model was based on conductive heat transfer and moisture evaporation on pulp surface. The heat and mass transfer phenomena are connected by pulp thermophysical properties, which are based on the sample centesimal composition. CTD process reduced the pulp moisture content from 9 g g^{-1} to less than 0.1 g g^{-1} in about 8 minutes, showing an evaporative capacity around $14 \text{ kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. The physical model proposed to describe the drying process was able to predict the moisture and temperature behaviour during tomato pulp drying by CTD. The model based on heat and mass transfer phenomena well represented the pulp drying by CTD, being an useful tool for the study and optimization of the process and its application in another raw materials.

Keywords: Conductive drying. Pulp. Heat transfer. Mass transfer. Convective coefficient.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Fluxograma geral do processo de produção de polpa de tomate comercial.	38
Figura 2: Curvas representativas (a) de secagem e (b) da taxa de secagem.	40
Figura 3: Isoterma de sorção típica para alimentos.	43
Figura 4: Esquema representativo do equipamento de secagem Refractance Window.	46
Figura 5: Esquema representativo da disposição dos elementos no processo de secagem por CTD. Onde T_w , T_b , T_i , T_u , T_a representam as temperaturas da água, da superfície inferior do <i>Mylar</i> [®] , da interface <i>Mylar</i> [®] – alimento, da superfície do alimento e da temperatura do ar de secagem, respectivamente. As taxas de transferência de calor da água, do <i>Mylar</i> [®] , do alimento e do ar são representadas por qw , qm , qp e qa , respectivamente, e a taxa de água evaporada é representada por mv	48
Figura 6: Representação esquemática do aparato experimental por <i>Cast-Tape Drying</i> utilizado no estudo.	53
Figura 7: (a) Representação do espalhamento da polpa sobre o CTD; (b) Vista superior do espalhamento da polpa de tomate - espalhamento dividido em três áreas distintas para retirada das amostras em tempos pré-determinados.	55
Figura 8: Representação esquemática dos locais onde a temperatura da polpa foi determinada e ampliação com foto do termopar inserido na polpa no início da secagem.	58
Figura 9: Imagem das posições dos termopares para a determinação da temperatura do ar de secagem com ampliação da imagem da vista frontal de um dos termopares.	59
Figura 10: Vista superior do sistema de exaustão móvel utilizado no CTD. Os pontos 1 a 4 determinam os locais onde foram feitas as medidas da velocidade do ar durante a secagem.	60
Figura 11: Esquema representativo do espalhamento da polpa de tomate sobre o filme de poliéster (<i>Mylar</i> [®]) e a determinação dos eixos x e y utilizados nos modelos.	74
Figura 12: Esquema representativo das condições de contorno e dois domínios utilizados no modelo proposto para o processo de secagem.	81

Figura 13: Perfil da temperatura média, temperatura média adicionada do desvio padrão e temperatura média menos o desvio padrão, do ar de secagem durante o processo.	85
Figura 14: Valores médios experimentais da razão de umidade da polpa de tomate durante o processo de secagem por CTD.	86
Figura 15: Determinação da espessura da polpa de tomate durante o processo de secagem por CTD.	88
Figura 16: Evolução temporal da temperatura da polpa de tomate durante a secagem por CTD, e seus valores máximos e mínimos.	89
Figura 17: Imagens termográficas da superfície da polpa de tomate comercial durante a secagem por CTD, nos tempos de (a) 0; (b) 0,5; (c) 2; (d) 4; (e) 6; (f) 8 e (g) 10 min.	91
Figura 18: Dados experimentais da isoterma de desorção de polpa de tomate comercial a 70 °C e ajuste do modelo GAB (—) a estes dados.	94
Figura 19: Esquema representativo das resistências térmicas presentes no processo de secagem por <i>Cast-Tape Drying</i>	97
Figura 20: Representação gráfica e comparação entre as soluções dos modelos propostos; (a) Sem difusão e com <i>Def</i> constante e igual à Equação 40, em diferentes espessuras de espalhamento; (b) Sem difusão e com <i>Def</i> dependente da umidade da polpa (Equação 41), em diferentes espessuras de espalhamento; (c) Sem difusão e valores médios da razão de umidade resultantes para as duas difusividades, em diferentes espessuras de espalhamento; (d) Valores médios experimental e preditos para as duas propostas do coeficiente de difusão, com espessura de espalhamento de 2 mm.	104
Figura 21: Representação gráfica da temperatura da interface Mylar® - polpa ($y = 0,25\text{ mm}$) durante o processo de secagem de polpa de tomate por CTD.	109
Figura 22: Evolução temporal da temperatura média da polpa predita, experimental determinada por termopares, temperatura da superfície da polpa predita e temperatura média experimental determinada através de imagens termográficas.	110
Figura 23: Variação das propriedades térmicas da polpa de tomate em função da umidade da amostra, sendo: (a) Massa específica, (b) Calor específico, (c) Condutividade térmica.	113

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: composição média centesimal do fruto de tomate fresco, em massa.	36
Tabela 2: Massa específica dos componentes presentes na amostra, na temperatura de 65 °C.	69
Tabela 3: Calor específico dos constituintes presentes na amostra, na temperatura de 65 °C.	70
Tabela 4: Condutividade térmica dos constituintes presentes na amostra, na temperatura de 65 °C.	71
Tabela 5: Composição centesimal, em massa, da polpa de tomate comercial.	83
Tabela 6: Composição centesimal, em massa, de polpa de tomate obtida por diferentes autores.	84
Tabela 7: Valores experimentais e desvio padrão dos coeficientes convectivos de calor, h , e de massa, kc , determinados experimentalmente. ..	93
Tabela 8: Umidades de equilíbrio da polpa de tomate nas diferentes umidades relativas analisadas para o processo de dessecção a 70 °C e desvio padrão dos dados apresentados.	93
Tabela 9: Valores dos parâmetros do modelo de GAB para a umidade de equilíbrio de dessecção da polpa de tomate a 70 °C.	95
Tabela 10: Resistências térmicas presentes no processo de secagem por <i>Cast Tape-Drying</i>	97
Tabela 11: Parâmetros de entrada do modelo utilizados na simulação da secagem de popa de tomate comercial por CTD.	98

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

Abreviatura	Denominação
BET	Brunauer-Emmett-Teller
CE	Capacidade Evaporativa
CNNPA	Comissão Nacional de Normas e Padrões para Alimentos
CTD	<i>Cast-Tape Drying</i>
GAB	Guggenheim-Anderson-de-Boer
R^2	Coefficiente de determinação
<i>RMSE</i>	Raiz do erro médio quadrático
RU	Razão de umidade
RW	<i>Refractance Window</i>
UR	Umidade Relativa

LISTA DE SÍMBOLOS

Siglas	Denominação	Unidade
A	Área do espalhamento	m^2
a_w	Atividade de água	-
a_{war}	Atividade de água do ar de secagem	-
a_{wp}	Atividade de água da polpa de tomate	-
B_{exp}	Valor experimental	-
B_{pred}	Valor predito	-
c_{par}	Calor específico do ar a 45 °C	$J kg^{-1}K^{-1}$
C_g	Constante de Guggenheim - parâmetro dos modelos de BET e GAB	-
c_p	Calor específico	$J kg^{-1}K^{-1}$
c_{p_i}	Calor específico do constituinte i	$J kg^{-1}K^{-1}$
c_{pmy}	Calor específico do Mylar®	$J kg^{-1}K^{-1}$
c_s	Concentração molar na superfície	$mol m^{-3}$
c_{wp}	Concentração molar de água na polpa	$mol m^{-3}$
c_{wp_0}	Concentração molar inicial de água na polpa	$mol m^{-3}$
c_{war}	Concentração média de água no ar de secagem	$mol m^{-3}$
c_{wamb}	Concentração molar de água no ar à temperatura ambiente	$mol m^{-3}$
c_{wp}^*	Concentração de água no ar que está em equilíbrio com a superfície da polpa	$mol m^{-3}$
$c_{w,s}$	Concentração molar de água no ar em equilíbrio como filme de água, à temperatura ambiente	$mol m^{-3}$

c_{∞}^*	Concentração molar no fluido em equilíbrio com a superfície	$mol\ m^{-3}$
D_{ef}	Difusividade efetiva da água na polpa	$m^2\ s^{-1}$
$D_{w,ar}$	Difusividade da água no ar	$m^2\ s^{-1}$
$\frac{dc_w}{dx}$	Gradiente de concentração de água na polpa	$mol\ m^{-1}$
$\frac{dn}{dt}$	Taxa de perda de água	$mol\ s^{-1}$
$\frac{dT}{dx}$	Gradiente de temperatura na direção x	$K\ m^{-1}$
$\frac{dX}{dt}$	Taxa de secagem	$g\ g^{-1}\ min^{-1}$
ER	Erro relativo	%
F_i	Fração mássica do componente i da polpa em base seca	$g\ g^{-1}$
g	Aceleração da gravidade	$m\ s^{-2}$
Gr_L	Número de Grashof	-
h	Coefficiente convectivo de transferência de calor	$W\ m^{-2}\ K^{-1}$
h_{amb}	Coefficiente convectivo de transferência de calor entre o CTD e o ar ambiente	$W\ m^{-2}\ K^{-1}$
h_{my}	Espessura do Mylar®	m
h_p	Espessura da polpa no espalhamento	m
h_w	Coefficiente convectivo de transferência de calor entre a água circulante e a superfície inferior do Mylar®	$W\ m^{-2}\ K^{-1}$
k	Condutividade térmica	$W\ m^{-1}\ K^{-1}$
k_{amb}	Condutividade térmica do ar à temperatura ambiente	$W\ m^{-1}\ K^{-1}$

k_c	Coeficiente convectivo de transferência de massa	$m s^{-1}$
k_{ar}	Condutividade térmica do ar a 45 °C	$W m^{-1} K^{-1}$
$k_{p//}$	Condutividade térmica quando o fluxo de calor é paralelo aos componentes da amostra	$W m^{-1} K^{-1}$
$k_{p\perp}$	Condutividade térmica quando o fluxo de calor é perpendicular aos componentes da amostra	$W m^{-1} K^{-1}$
k_f	Condutividade térmica do ar dentro do exaustor	$W m^{-1} K^{-1}$
k_i	Condutividade térmica dos constituintes da polpa	$W m^{-1} K^{-1}$
k_{my}	Condutividade térmica do filme Mylar [®]	$W m^{-1} K^{-1}$
k_p	Condutividade térmica da polpa de tomate	$W m^{-1} K^{-1}$
k_{sm}	Parâmetro do modelo de GAB	-
L	Comprimento da placa ou do espalhamento	m
L_c	Comprimento característico do espalhamento	m
m_{conv}	Fluxo de massa de água	$kg m^{-2}$
m_f	Massa final da polpa, após a determinação de umidade	g
m_i	Massa dos componentes da amostra	kg
m_{ss}	Massa de sólidos secos	g
m_0	Massa inicial da polpa	g
\dot{m}_w	Taxa de perda de água	$mol m^{-2} s^{-1}$
M_w	Massa molar da água	$kg mol^{-1}$

n	Número de dados experimentais	-
N_{conv_h}	Fluxo de calor convectivo devido à evaporação da água	$W m^{-2}$
$N_{w,conv}$	Fluxo de massa de água convectivo	$W m^{-2}$
$N_{h,my}$	Fluxo de calor perdido pelo Mylar [®]	$W m^{-2}$
Nu	Número de Nusselt	-
Nu_{amb}	Número de Nusselt para convecção natural	-
P_w	Pressão parcial da água	Pa
P_w^{sat}	Pressão de saturação da água	Pa
$P_{w,ar}^{sat}$	Pressão de saturação da água no ar de secagem	Pa
Pr	Número de Prandtl na temperatura do ar de secagem	-
Pr_{amb}	Número de Prandtl à temperatura ambiente	-
P_{ws}	Pressão de saturação da água, na temperatura da superfície da polpa/água	Pa
P_w^{sat}	Pressão de saturação da água no ar	Pa
q_{cond}	Fluxo de calor condutivo	$W m^{-2}$
q_{conv}	Fluxo de calor convectivo	$W m^{-2}$
Q_{evp}	Fluxo de calor evaporativo	$W m^{-2}$
R	Constante dos gases ideais	$m^3 Pa mol^{-1} K^{-1}$
$R_{cond_{my}}$	Resistência térmica à condução internamente à polpa	$K W^{-1}$
R_{cond_p}	Resistência térmica à condução internamente ao Mylar [®]	$K W^{-1}$

R_{conv_h}	Resistência térmica à convecção entre o ar de secagem e a polpa	$K W^{-1}$
R_{conv_w}	Resistência térmica à convecção entre a água circulante e o Mylar [®]	$K W^{-1}$
Ra_L	Número de Rayleigh	-
Re	Número de Reynolds	-
Sc	Número de Schmidt	-
Sh	Número de Sherwood	-
T	Temperatura	$^{\circ}C$
t	Tempo	s
T_{amb}	Temperatura do ar ambiente	$^{\circ}C$
T_{ar}	Temperatura do ar de secagem	$^{\circ}C$
$T_{f,amb}$	Temperatura do filme de ar entre as temperaturas do ambiente e do Mylar [®]	$^{\circ}C$
T_{my}	Temperatura do Mylar [®]	$^{\circ}C$
T_{my_0}	Temperatura inicial do Mylar [®]	$^{\circ}C$
T_f	Temperatura do filme de ar na interface polpa – ar de secagem	$^{\circ}C$
T_w	Temperatura da água circulante no CTD	$^{\circ}C$
T_{p_0}	Temperatura inicial da polpa	$^{\circ}C$
T_p	Temperatura da polpa	$^{\circ}C$
T_s	Temperatura da superfície	$^{\circ}C$
$T_{s,my}$	Temperatura da superfície do Mylar [®]	$^{\circ}C$
T_{∞}	Temperatura do fluido	$^{\circ}C$
UR	Umidade relativa	%
V	Volume da amostra	m^3
v_{ar}	Velocidade média do ar de secagem	$m s^{-1}$

X	Umidade da amostra	$g\ g^{-1}$
x	Eixo das abscissas	mm
X_{bu}	Umidade da amostra em base úmida	$g\ g^{-1}$
X_{bu_0}	Umidade inicial da amostra em base úmida	$g\ g^{-1}$
X_{eq}	Umidade de equilíbrio da amostra	$g\ g^{-1}$
x_i	Fração mássica do componente i da amostra	-
X_m	Umidade na monocamada - parâmetro dos modelos de BET e GAB	$g\ g^{-1}$
x_{ss}	Fração mássica de sólidos na amostra	$g\ g^{-1}$
X_0	Umidade inicial da amostra	$g\ g^{-1}$
y	Eixo das ordenadas	mm
\bar{z}	Valor médio observado	-
z_i	Valor observado	-
\hat{z}_i	Valor estimado de z_i	-
ΔH_{evp}	Entalpia de evaporação da água	$J\ mol^{-1}\ K^{-1}$
a_{war}	Atividade de água média do ar de secagem	-
α_{ar}	Difusividade térmica do ar a 45 °C	$m^2\ s^{-2}$
α_{ar}	Difusividade térmica do ar à temperatura ambiente	$m^2\ s^{-2}$
β	Coefficiente de expansão térmica para gás ideal	K^{-1}
ρ_{ar}	Massa específica do ar de secagem	$kg\ m^{-3}$
ρ_f	Massa específica do fluido	$kg\ m^{-3}$
ρ_i	Massa específica do componente i	$kg\ m^{-3}$
ρ_p	Massa específica da polpa	$kg\ m^{-3}$

ρ_{my}	Massa específica do Mylar [®]	$kg\ m^{-3}$
ρ_{p_0}	Massa específica inicial da polpa	$kg\ m^{-3}$
ρ_{ss}	Massa específica dos sólidos	$kg\ m^{-3}$
μ_{ar}	Viscosidade dinâmica do ar de secagem	$kg\ m^{-1}s^{-1}$
μ_f	Viscosidade dinâmica do fluido	$kg\ m^{-1}s^{-1}$
ν_{amb}	Viscosidade cinemática do ar à temperatura ambiente	$m^2\ s^{-1}$
ν_{ar}	Viscosidade cinemática do ar de secagem	$m^2\ s^{-1}$

Subscritos

Subscrito	Representação
0	Inicial
<i>a</i>	Cinzas
<i>am</i>	Amostra
<i>amb</i>	Ar ambiente
<i>ar</i>	Ar de secagem
<i>ca</i>	Carboidratos
<i>conv</i>	Convectivo (a)
<i>evp</i>	Evaporativo/evaporação
<i>f</i>	Gordura
<i>fi</i>	Fibras
<i>i</i>	Constituintes da amostra
<i>j</i>	Polpa ou Mylar [®]
<i>my</i>	Mylar [®]
<i>p</i>	Polpa de tomate
<i>pr</i>	Proteína
<i>s</i>	Superfície da água ou da polpa
<i>ss</i>	Sólidos secos
<i>w</i>	Água
⊥	Perpendicular
//	Paralelo

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	31
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	35
2.1 Tomate e Polpa de Tomate.....	35
2.2 Secagem de Alimentos.....	38
2.2.1 Fundamentos da Secagem	40
2.2.2 Tape Casting Drying.....	45
2.2.3 Fundamentos da Secagem por Cast-Tape Drying.....	47
2.2.4 Modelagem e Simulação do Processo de Secagem	50
3. MATERIAIS E MÉTODOS	53
3.1 Matéria-Prima	53
3.2 Aparato Experimental	53
3.3 Procedimento Experimental de Secagem	54
3.3.1 Determinação da Umidade da Polpa de Tomate	55
3.3.2 Determinação da Taxa de Secagem e Capacidade Evaporativa.....	56
3.3.3 Espessura da Polpa Durante a Secagem	57
3.3.4 Temperatura da Amostra Durante a Secagem.....	57
3.3.5 Monitoramento da Temperatura e Umidade Relativa do Ar de Secagem.	59
3.3.6 Velocidade do Ar de Secagem	60
3.3.7 Determinação dos Coeficientes Convectivos de Transferência de Calor e de Massa.....	61

3.4	Isoterma de Dessorção de Umidade.....	65
3.5	Simulação Numérica do Processo de Secagem.....	67
3.5.1	Parâmetros de Entrada	68
3.5.2	Propriedades Térmicas da Polpa de Tomate.....	68
	Massa Específica	68
	Calor Específico	69
	Condutividade Térmica.....	70
3.5.3	Variáveis do modelo	72
3.5.4	Modelo Matemático	74
	Determinação da condição inicial do equipamento.....	74
	Transferência de Calor no Processo de Secagem por CTD	76
	Transferência de Massa no Processo de Secagem por CTD	78
4.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	83
4.1	Composição Centesimal	83
4.2	Temperatura e Velocidade do Ar de Secagem	84
4.3	Evolução Temporal da Umidade.....	85
4.4	Espessura da Polpa Durante a Secagem.....	88
4.5	Temperatura da Polpa de Tomate	89
4.6	Coeficientes Convectivos de Transferência de Calor e de Massa.....	92
4.7	Isoterma de Dessorção de Umidade.....	93
4.8	Simulação Numérica da Secagem por CTD.....	96
4.8.1	Perfil de Temperatura do Mylar® Antes do Início do Processo e Análise das Resistências Térmicas.....	96

4.8.2	Parâmetros Utilizados na Modelagem.....	98
4.8.3	Simulação da Cinética de Secagem de Polpa de Tomate por CTD.....	103
4.8.4	Predição da Temperatura da Superfície do Mylar® ..	109
4.8.5	Temperatura da Polpa de Tomate.....	110
4.8.6	Variação das Propriedades Térmicas da Polpa.....	112
5.	CONCLUSÃO.....	117
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	121

1. INTRODUÇÃO

O tomate é um fruto, originalmente cultivado na América do Sul, principalmente no Peru, Chile, Equador, Bolívia e México. A partir do século XVIII, o tomate começou a ser largamente consumido em diversos países europeus. No Brasil, o tomate foi trazido pelos italianos no fim do século XIX (CURRENCE, 1963; RAZDAN E MATTOO, 2007).

A produção mundial no ano de 2012 foi de aproximadamente 162 milhões de toneladas, sendo a China o maior produtor com cerca de 50 milhões de toneladas neste mesmo ano, e o Brasil se encontra entre os oito maiores produtores nos últimos anos (FAOSTAT, 2016).

O tomate é uma fonte rica em nutrientes, os frutos frescos possuem grande quantidade de água, baixas calorias e são boas fontes de vitaminas A e C (RAZDAN E MATTOO, 2007). O tomate é muito consumido no mundo todo, tanto na forma *in natura*, como um produto industrializado, como purês, polpas, sucos, pasta, molhos, *ketchup* e tomate seco.

O tomate é um fruto muito perecível, com grandes perdas na cadeia produtiva. Desta forma, o processamento deste fruto se faz necessário para facilitar o uso e manter o produto sempre disponível no mercado e reduzir as perdas da cadeia produtiva. Sendo um processo simples, a secagem torna-se uma alternativa interessante no processamento do tomate e polpa de tomate por reduzir gastos com transporte, além de apresentar facilidade de acondicionamento e uso do produto seco.

Produtos submetidos ao processo de secagem possuem uma vida útil maior devido à redução de reações de degradação e proliferação microbiana, além de possuir menor massa, o que facilita e reduz custos de transporte e estocagem. Porém, a maioria dos processos de secagem utilizam temperaturas relativamente altas que muitas vezes degradam substâncias nutritivas da matéria-prima. Por este fato, nos últimos anos muitos estudos vêm sendo realizados sobre a secagem de polpas, alimentos líquidos e semi-líquidos por *Cast-Tape Drying*. Este processo de secagem é utilizado para produção de filmes de biopolímeros e de filmes, flocos ou pós de diversas frutas e vegetais, utilizando temperaturas mais brandas (50 a 95 °C) no processo e reduzindo perdas provocadas pela utilização de altas

temperaturas. Esta secagem é realizada pelo contato da suspensão da matéria-prima com uma superfície plana metálica, ou até mesmo a superfície de um filme polimérico transparente aquecido por água, o qual é chamado de secagem por *Refractance Window* (RW). Os primeiros estudos utilizando a secagem por RW defenderam que o processo utiliza os três mecanismos de transferência de calor, condução, convecção e radiação, como fonte de energia para a secagem (NINDO E TANG, 2007; NINDO *et al.*, 2003), devido ao polímero ser parcialmente “transparente” à energia radiativa. Porém, estudos recentes (ZOTARELLI, CARCIOFI E LAURINDO, 2015; JEREZ *et al.*, 2015), afirmaram que a contribuição da energia radiativa deste processo é desprezível (inferior a 3% do total). Desta forma, o processo de secagem por *Refractance Window* será tratado como um processo de secagem por *Cast-Tape Drying* no presente trabalho, desconsiderando a transferência de calor por radiação.

O entendimento do processo de secagem é de extrema importância para o controle e otimização do processo, além da qualidade do produto final. Desta forma, o conhecimento do processo do ponto de vista físico é fundamental, onde os fenômenos de transferência de calor e de massa surgem no processo. Apesar da complexidade dos fenômenos que se relacionam na secagem de um alimento, a utilização de ferramentas como soluções numéricas de modelos baseados na fenomenologia do processo e correlações baseadas na composição geral dos alimentos são uma ferramenta útil e importante na compreensão e otimização de processos dentro da secagem.

Objetivo Geral

Este trabalho teve como objetivo o estudo da secagem em batelada por *Cast-Tape Drying* (CTD) da polpa de tomate comercial, realizado pela determinação experimental da cinética de secagem e de parâmetros do processo e da modelagem matemática e simulação numérica da temperatura e da umidade da polpa durante o processamento.

Objetivos Específicos

- Determinação experimental da temperatura, umidade e encolhimento da amostra durante a secagem por CTD;
- Determinação experimental dos coeficientes convectivos de transferência de calor e de massa do processo de secagem estudado;
- Construção da isoterma de dessorção da matéria-prima nas condições de secagem;
- Estudo da cinética de secagem e dos fenômenos envolvidos no processo de secagem de polpa de tomate comercial por CTD;
- Desenvolvimento de um modelo fenomenológico para o processo de secagem de polpa de tomate comercial por CTD, englobando transferência de calor e de massa simultaneamente;
- Validação do modelo proposto pela comparação aos dados experimentais.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Nesta seção serão apresentados aspectos gerais do tomate e seu processamento para a produção de extrato. Além disso, serão apresentados os mecanismos e a fenomenologia envolvida na transferência de calor e de massa envolvidos no processo de secagem por *Cast-Tape Drying* e, por fim, será apresentada uma descrição geral dos principais modelos de secagem utilizados para descrever o fenômeno que envolve o processo estudado.

2.1 Tomate e Polpa de Tomate

O tomate, de nome científico *Lycopersicon esculentum*, em geral, possui em sua composição entre 90 e 95 % de água e nos sólidos encontram-se compostos inorgânicos, ácidos orgânicos, açúcares, sólidos insolúveis em álcool e outros constituintes. A composição dos frutos, além de ser uma característica da cultivar, pode também ser influenciada pelas condições climáticas e do solo da região produtora (BRASIL, 2003). Na Tabela 1, estão apresentados valores médios da composição de tomate fresco.

O componente majoritário presente neste fruto é a água, apesar de possuir vitaminas em concentrações muito baixas, estas são de grande valor nutricional (BRASIL, 2003).

Tabela 1: composição média centesimal do fruto de tomate fresco, em massa.

Componente	Valor médio em massa (%)
Água	93,0 – 97,0
Sólidos secos	5,0 – 7,0
Sólidos solúveis	3,5 – 6,0
Fibras	0,5 – 0,6
Proteína	0,7 – 1,1
Gordura	0,1 – 0,3
Cálcio	0,006 – 0,034
Cobre	$5,0 \cdot 10^{-5}$ – $3,3 \cdot 10^{-4}$
Enxofre	0,0067 – 0,0103
Ferro	$2,9 \cdot 10^{-4}$ – $4,4 \cdot 10^{-4}$
Fósforo	0,017 – 0,043
Magnésio	$7,1 \cdot 10^{-3}$ – $8,5 \cdot 10^{-3}$
Potássio	0,025 – 1,90
Sódio	$1,1 \cdot 10^{-3}$ – $2,1 \cdot 10^{-3}$
Zinco	$1,2 \cdot 10^{-4}$ – $1,9 \cdot 10^{-4}$
Manganês	$6,0 \cdot 10^{-5}$ – $1,7 \cdot 10^{-4}$
Vitamina B1	$5,0 \cdot 10^{-5}$ – $9,0 \cdot 10^{-5}$
Vitamina B2	$3,0 \cdot 10^{-5}$ – $5,0 \cdot 10^{-5}$
Vitamina B3	0,05 – 0,75
Vitamina B5	$5,0 \cdot 10^{-4}$ – $9,0 \cdot 10^{-4}$
Vitamina C	0,018 – 0,040
Vitamina E	0,040 – 1,2

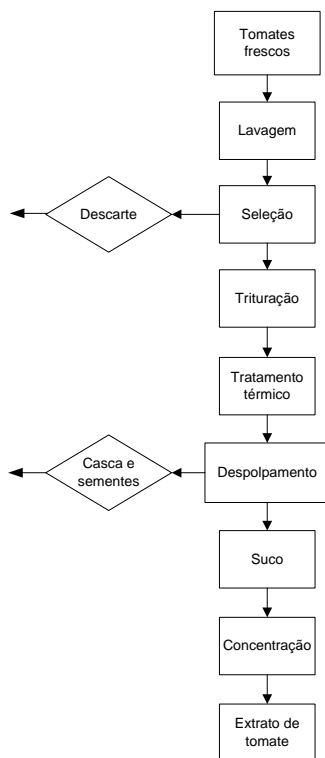
Adaptado de: Alvarenga (2004), BRASIL (2003) e Davies, Hobson e McGlasson (1981).

A produção brasileira de tomate rasteiro, para industrialização, começou em Pernambuco no final do século XVIII. Porém, somente na década de 1950 ocorreu um impulso em sua produção, no estado de São Paulo. Atualmente, os maiores produtores de tomate são os estados de Goiás, São Paulo e Minas Gerais, os quais foram responsáveis por 23,9 %, 19,8 % e 15,7 % da produção total do país no ano de 2014, respectivamente. Neste mesmo ano a produção de tomate do país chegou a aproximadamente 4,3 milhões de toneladas e a região sul do país foi responsável por 13,7 % da mesma, sendo que o estado de Santa Catarina produziu aproximadamente 185 mil toneladas de tomate (BRASIL, 2015; BRASIL, 2003).

A produção mundial, em 2012, atingiu cerca de 162 milhões de toneladas, sendo a China responsável por mais de 30 % da produção total, seguida pela Índia e pelos Estados Unidos com 10,82 % e 8,16 % da produção. Neste mesmo ano, o Brasil ocupou o 8º lugar no ranking, com 2,39 % da produção mundial (BRASIL, 2015; FAOSTAT, 2016).

O processamento dos tomates frescos para a produção de polpa de tomate inicia com a lavagem e escolha dos frutos inteiros, com mesmo grau de maturação, cor e aspectos físicos, os mesmos devem ser processados sem as hastes e sem “machucados” da cor marrom e maiores que 6 mm de diâmetro. A quantidade de sólidos solúveis presente no tomate escolhido deve ser maior que 5,5 % em massa, com preferência para valores acima de 8,5 % e o valor do pH dos tomates deve ser baixo, menores que 4,4. Os frutos então passam para um triturador e em seguida para o tratamento térmico destinado à inativação enzimática, a temperatura utilizada deve estar acima de 77 °C. Alguns processos também efetuam a retirada das sementes e pele do tomate. Finalmente, o suco de tomate passa por um evaporador, onde será concentrado até o teor de sólidos desejado (DOWNING, 2016). O extrato de tomate é classificado segundo a Agência Nacional de Vigilância Sanitária (BRASIL, 1978) em relação à quantidade de sólidos presente. As classes são purê, simples concentrado, duplo concentrado e triplo concentrado, os quais possuem concentração de sólidos de 9 – 17 %, 18 – 24 %, 25 – 34 % e acima de 35 % em massa, respectivamente. Na Figura 1 está apresentado o fluxograma do processo de produção de extrato de tomate.

Figura 1: Fluxograma geral do processo de produção de polpa de tomate comercial.



O mais antigo e até hoje mais utilizado processo de conservação de alimentos como polpas, frutas e vegetais é a secagem. Na seção a seguir será mais detalhado este processo.

2.2 Secagem de Alimentos

A secagem é a forma mais comum para preservação e aumento da vida útil de alimentos. O principal objetivo da secagem de vegetais é a redução da quantidade de água presente no alimento possibilitando aumentar consideravelmente o período de estocagem deste produto, facilitando o transporte para locais em que a produção não é possível ou suficiente para a região. Além do aumento da vida útil do alimento,

o processo de secagem reduz substancialmente o volume e a massa do produto, minimizando assim o custo com transporte e embalagem do mesmo. Os alimentos secos ou desidratados possuem diferenças no valor agregado ao produto final, dependendo de sua origem, funções nutricionais, entre outros. Por exemplo, os cereais, legumes e tubérculos têm pouco valor agregado após o processo de secagem. Já os vegetais, frutas e peixes desidratados possuem um maior valor agregado, e por fim, as especiarias, enzimas, materiais bioativos e plantas medicinais são os produtos com maior valor agregado ao produto final (RAHMAN, 2007; HELDMAN E LUND, 2007).

O termo secagem geralmente é definido como um processo de remoção de umidade resultante da transferência simultânea de calor e de massa. No entanto, a retirada de água do alimento está associada também a outros métodos, como aplicação de vácuo e centrifugação, desta forma a secagem também envolve a retirada de outras substâncias, como outros líquidos e solventes orgânicos e substâncias voláteis presentes no alimento. Na evaporação a água é removida na forma de vapor no ponto de ebulição (HELDMAN E LUND, 2007; GEANKOPLIS, 2003; KEEY, 1972).

O processo de secagem é o método mais antigo utilizado para a preservação dos alimentos e nas últimas décadas vem sendo fonte de muitos estudos e pesquisas com o objetivo de entender reações e mudanças químicas e bioquímicas que ocorrem durante esse processo. A desidratação é utilizada para evitar crescimento de microrganismos e consequente deterioração do alimento, bem como para inativar enzimas que causam mudanças químicas na presença de água. Para a escolha do processo de secagem a ser empregado deve-se levar em consideração vários fatores importantes como as características desejadas para o produto final, a tolerância de temperatura permitida para manutenção de propriedades da matéria-prima, pré-tratamento necessários e custo de processamento (RAHMAN, 2007; GEANKOPLIS, 2003).

O produto resultante do processo de secagem é classificado em dois tipos, segundo o Departamento de Agricultura dos Estados Unidos, alimentos desidratados ou secos. O conceito de alimento desidratado está relacionado a alimentos com valores de umidade iguais ou inferiores a $0,025 \text{ g g}^{-1}$, enquanto que os alimentos com

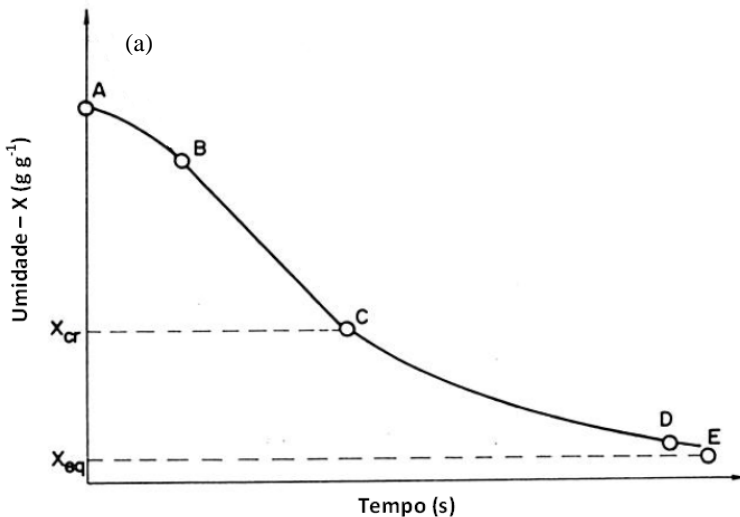
umidade superior a citada são classificados como alimentos secos (RAHMAN, 2007).

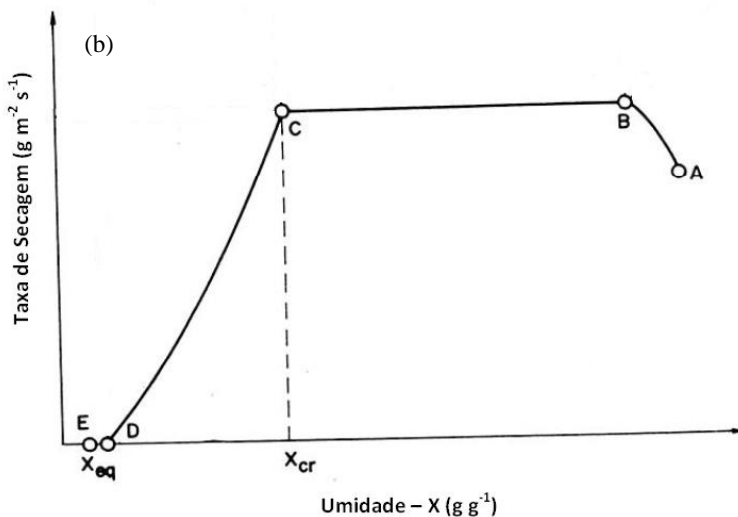
2.2.1 Fundamentos da Secagem

Durante a secagem, ocorre simultaneamente transferência de calor e de massa, e esse processo é influenciado pelas condições internas do material, como estrutura e também pelas condições externas, como o ar de secagem (STRUMILLO E KUDRA, 1986). A umidade pode ser transportada para a superfície do alimento para então ser evaporada ou passar para o estado de vapor internamente à estrutura e posteriormente ser transportada para a superfície (HELDMAN E LUND, 2007).

Considerando a secagem convectiva de um sólido úmido devido ao escoamento de ar aquecido, com temperatura e concentração de água conhecidos, a curva típica de evolução da secagem pode ser representada pelas Figura 2a e Figura 2b, onde são apresentadas a cinética de secagem (umidade da amostra vs. tempo de secagem) e a taxa de secagem em função da umidade da amostra, respectivamente.

Figura 2: Curvas representativas (a) de secagem e (b) da taxa de secagem.





Fonte: Adaptado de Strumillo e Kudra (1986).

A Figura 2a ilustra uma curva típica da umidade da amostra pelo tempo de processo. O período A – B representa os minutos iniciais da secagem, onde ocorre a adaptação da temperatura do material até que se atinja a temperatura de bulbo úmido do mesmo. Após a adaptação a curva se torna linear, período B – C, que representa a perda da água livre presente na superfície do material, neste período o coeficiente angular da reta é o valor da taxa de secagem no período de taxa constante. O ponto C representa o momento em que a umidade do material é chamada de crítica, onde a concentração de água da superfície do material começa a decrescer, ou seja, a partir deste ponto a água presente na superfície não está na forma livre para transferência para o ar de secagem. Por fim, a curva de secagem tende de forma assintótica a umidade de equilíbrio (X_{eq}) da amostra, período representado por D – E. A umidade de equilíbrio (X_{eq}) representa a umidade do material que se encontra em equilíbrio com o ar de secagem. Esta umidade dificilmente é atingida pelo material nos processos de secagem, pois o período final da secagem (C - D) é longa devido à pequena diferença de concentração entre a superfície do material e o ar de secagem (JANGAM, LAW E MUJUMDAR, 2010; FOUST, 1982; STRUMILLO E KUDRA, 1986).

A curva da taxa de secagem, Figura 2b, representa a quantidade de água removida da amostra por unidade de tempo e por unidade de área de secagem. O período B – C representa o período de taxa constante de secagem, ou seja, a perda da água pouco ligada da amostra. Considerando a transferência de massa, esta fase representa que a condição externa, fluido de secagem, é o limitante do processo. A partir da fase C – D a água disponível na superfície do alimento é reduzida gradualmente, representando o período de taxa decrescente do processo. Neste período a resistência à transferência de massa (umidade) ocorre na parte interna da amostra. O final da secagem ocorre quando o material atinge a umidade de equilíbrio (X_{eq}), umidade mínima possível de ser atingida nas condições de secagem em que o processo está ocorrendo. Quando $X < X_{cr}$ a umidade da superfície do material decresce gradativamente, e conseqüentemente, a taxa de secagem também diminui ao longo do tempo. Este período é denominado como período de taxa decrescente, no qual a transferência de massa é controlada pelo transporte de umidade interno ao material, que depende da diferença de concentração de água (JANGAM, LAW E MUJUMDAR, 2010; IBARZ E BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; GEANKOPLIS, 1993; STRUMILLO E KUDRA, 1986; FOUST, 1982).

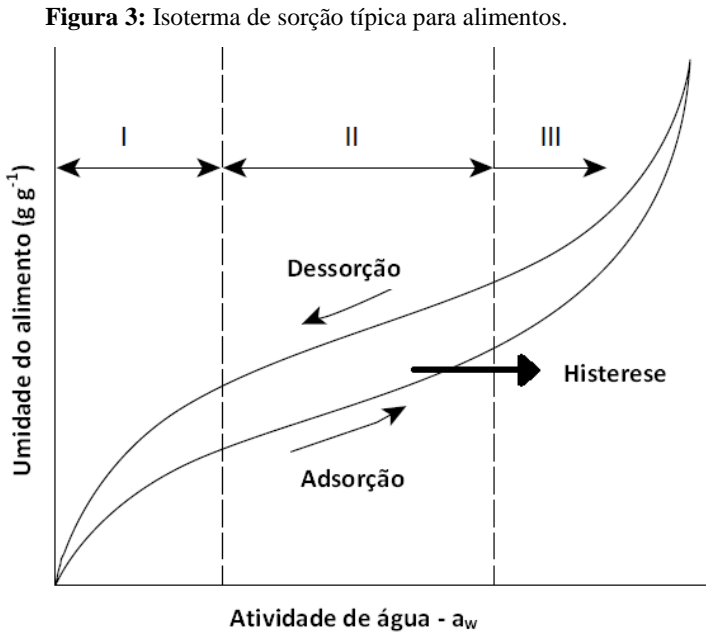
A umidade de equilíbrio é um parâmetro muito importante na secagem de alimentos, pois estabelece um limite para o processo. Este parâmetro é dependente da matriz do alimento, como características químicas, porosidade e das condições do processo, temperatura e umidade relativa do ar de secagem (SINGH E HELDMAN, 2009). A partir da atividade de água (a_w) é definida uma relação muito importante entre a pressão de vapor de água presente no ar e a umidade de equilíbrio da amostra (RAHMAN, 2007; GEANKOPLIS, 2003).

O valor da atividade de água pode ser aproximado pela relação entre a pressão de vapor de água no sistema e a pressão de vapor da água pura, na mesma temperatura. Além disso, a atividade de água também pode ser expressa em função da umidade relativa (UR) do ar do sistema, isto ocorre apenas quando há o equilíbrio termodinâmico entre o ar e o alimento, ou seja, quando a temperatura e a pressão parcial de vapor de água são iguais no alimento e no ar que o envolve (RAHMAN, 2007; HELDMAN E LUND, 2007). Esta relação está apresentada na Equação 1,

$$a_w = \frac{P_w}{P_w^{sat}} = \frac{UR}{100} \quad (1)$$

na qual a_w é a atividade de água, UR é a umidade relativa do ambiente e P_w e P_w^{sat} são a pressão parcial do vapor de água que está em equilíbrio com a superfície do alimento e a pressão total do vapor de água da água pura (RAHMAN, 2007; HELDMAN E LUND, 2007).

A relação entre a quantidade de água presente em um alimento e a sua atividade de água é representada por uma curva isotérmica de sorção de umidade à temperatura constante. Esta curva pode ser gerada e apresentada de duas formas, como isoterma de adsorção ou isoterma de dessorção, as duas formas estão apresentadas na Figura 3 abaixo (HELDMAN E LUND, 2007; RAHMAN, 2007; AL-MUHTASEB, McMINN E MAGEE, 2002;).



Fonte: Adaptado de Rahman (2007).

A isoterma de adsorção é obtida alocando-se amostras do alimento, totalmente isento de umidade, em atmosferas controladas com diferentes umidades relativas e temperatura constante, aferindo o ganho de massa e posteriormente determinando a umidade da amostra. Já a isoterma de desorção é obtida colocando o alimento úmido sob as mesmas condições de diferentes umidades relativas e temperatura constante, e determinando a umidade da amostra após atingir o equilíbrio. (RAHMAN, 2007; GEANKOPLIS, 2003; AL-MUHTASEB, McMINN E MAGEE, 2002; MUJUMDAR, 1987).

Uma isoterma típica de alimentos pode ser dividida em três regiões distintas, como apresentado na Figura 3. Na região I a água está fortemente ligada à matriz do alimento e possui uma entalpia de vaporização consideravelmente elevada quando comparada à água pura. Em geral, a água fortemente ligada está relacionada com a água adsorvida na monocamada da amostra, e não está disponível para reações químicas, por exemplo. Na região II a água está menos ligada a matriz alimentar, geralmente presente em pequenos capilares. Nesta região a água está disponível para algumas reações bioquímicas e como solvente para solutos de baixo peso molecular. Na região III a água está distribuída em grandes capilares ou é livre, e atua como solvente. Nesta região o crescimento microbiano ocorre facilmente, deteriorando o alimento (RAHMAN, 2007; GEANKOPLIS, 2003; AL-MUHTASEB, McMINN E MAGEE, 2002; MUJUMDAR, 1987).

Alimentos ricos em sólidos solúveis, açúcares e sais cristalinos tendem a ter teores de umidade de equilíbrio mais baixos, e alimentos com grande quantidade de proteínas e amido possuem teores de umidade de equilíbrio mais elevados. As isotermas de sorção podem variar drasticamente de um alimento para outro e em diferentes temperaturas. O efeito da temperatura sobre as isotermas de sorção é muito importante para os alimentos, uma vez que estes são constantemente expostos a diferentes temperaturas durante o processamento e armazenamento. Desta forma, nota-se a grande importância da isoterma de sorção na caracterização e previsão do comportamento dos alimentos durante o processo de secagem (GEANKOPLIS, 2003; AL-MUHTASEB, McMINN E MAGEE, 2002; MUJUMDAR, 1987).

2.2.2 *Tape Casting Drying*

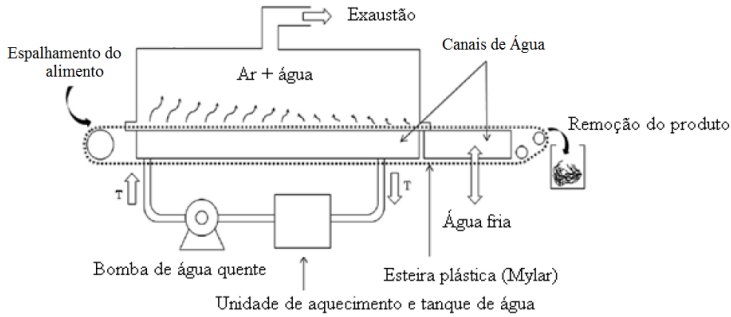
A secagem por espalhamento ou *Tape Casting Drying* é muito utilizada na indústria cerâmica, papel, tintas e de polímeros, mas sempre esteve presente na indústria de alimentos e sua utilização vem crescendo nos últimos anos. O método mais conhecido na secagem de alimentos por espalhamento é a secagem em tambor (*Drum Dryer*). Neste, o equipamento consiste de um cilindro metálico internamente aquecido sobre o qual uma fina camada de uma suspensão de alimento é aplicada. A transferência de calor ocorre por condução neste processo e a água é evaporada do alimento até a umidade desejada (MORAES, RESKA E LAURINDO, 2014; GEANKOPLIS, 2003; STRUMILLO E KUDRA, 1986).

O método de secagem por *Refractance Window* vem sendo estudado por muitos pesquisadores nos últimos anos, devido à grande capacidade de produção, a possibilidade de utilização de baixas temperaturas no processo e ao baixo custo para a implementação e utilização do processo.

O *Refractance Window* (RW) é um método de secagem ou concentração de líquidos ou semi-líquidos, principalmente pedaços ou polpa de frutas e hortaliças, desenvolvido pela *MCD Technologies, Inc.* (Tacoma, Washington, EUA.) e patenteado por Magoon (1986), produzindo, filmes, flocos ou pós destes alimentos (NINDO *et al.*, 2003; ABONYI *et al.*, 2002).

Neste método de secagem o alimento líquido é espalhado sobre uma esteira de filme de poliéster (*Mylar*[®]), que permanece em contato com água aquecida em sua face inferior. O equipamento, representado na Figura 4, possui um reservatório de água aquecida em constante circulação, o qual fornece a energia para o aquecimento e secagem do material. No final da esteira polimérica há um reservatório de água resfriada, para que a temperatura do alimento diminua de forma mais rápida, facilitando a remoção. Além disso, o equipamento possui um sistema de exaustão para a retirada dos vapores de água gerados pelo processo (KUDRA E MUJUMDAR, 2009; NINDO *et al.*, 2003.).

Figura 4: Esquema representativo do equipamento de secagem Refractance Window.



Fonte: Adaptado de Caparino, *et al.* (2012).

A energia térmica neste processo provém da água aquecida e, segundo Nindo e Tang (2007), passa pelo filme polimérico através dos mecanismos de condução e radiação. O processo de transferência de calor por radiação térmica ocorre como resultado da “transparência” do filme à radiação infravermelha. A transferência por radiação é maior quando a face superior do filme polimérico está em contato íntimo com um material úmido. Desta forma, ao longo da secagem do produto a transparência do Mylar[®] à radiação vai diminuindo e a “janela de refractância” se fecha (KUDRA E MUJUMDAR, 2009; NINDO E TANG, 2007; VEGA-MERCADO, GÓNGORA-NIETO; E BARBOSA-CÁNOVAS, 2001). Segundo Jerez, *et al.* (2015) quando o produto a ser submetido a secagem possui grande quantidade de água (aproximadamente 90 %), a transmissividade da energia térmica por radiação aumenta, devido à redução do índice de refração entre o material úmido e a água, e ocorre maior transferência de energia radiante.

Muitos pesquisadores vêm estudando o processo de secagem por RW nas últimas décadas, sendo o primeiro trabalho publicado por Abonyi *et al.* (2002), o qual investigou e comparou a retenção de nutrientes e *flavor* de morango e purê de cenoura durante a secagem por liofilização, secagem em tambor, *spray dryer* e *Refractance Window* (RW). A retenção dos componentes analisados neste estudo após a secagem por RW foram próximas e comparáveis às obtidas pela secagem por liofilização. Nindo *et al.* (2003) foram os primeiros

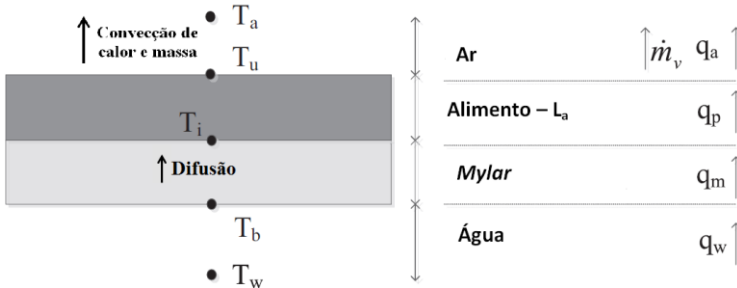
autores a citarem a utilização de energia térmica por radiação no processo de secagem por RW e também os primeiros a avaliarem a redução microbiana neste processo, resultando em até 6 reduções logarítmicas na secagem de purê de abóbora inoculadas com diferentes microrganismos na secagem por RW com temperatura da água igual a 95 °C. Além dos trabalhos citados, outros autores (NINDO, POWERS E TANG, 2007; NINDO E TANG, 2007; CAPARINO *et al.*, 2012; OCHOA-MARTÍNEZ *et al.*, 2012) estudaram e pesquisaram sobre a secagem de frutas e vegetais por RW, todos os autores citavam a presença dos três métodos de transferência de calor (condução, convecção e radiação) no processo, evidenciando a radiação. Porém, em 2015 Zotarelli, Carciofi e Laurindo (2015) foram os primeiros pesquisadores a quantificarem as contribuições de cada mecanismo de transferência de calor. Os autores que a transferência de calor devido à radiação pode ser desprezada, sendo que na secagem de polpa de manga por *Refractance Window* menos de 3 % da energia utilizada no processo foi transmitida pela radiação proveniente da água aquecida. Da mesma forma, Jerez *et al.* (2015) concluíram que a energia oriunda da radiação infravermelha, emitida pela água e transmitida através do filme polimérico, foi responsável apenas por 5 % da energia total utilizada na secagem de polpa de abóbora pelo mesmo processo.

2.2.3 Fundamentos da Secagem por Cast-Tape Drying

A secagem por *Cast-Tape Drying* (CTD) envolve transferência de calor e de massa e depende das propriedades térmicas, físicas e químicas do material a ser seco. Nesta seção será apresentada uma revisão geral destes fenômenos que envolvem o processo.

Na secagem por CTD a energia térmica é a principal responsável pela remoção da umidade do alimento. A transferência de calor ocorre de forma condutiva no filme polimérico, entre o filme e a suspensão espalhada e internamente ao material a ser seco, e de forma convectiva entre a superfície da suspensão e o ar de secagem. A transferência de massa na superfície do material ocorre por convecção, natural ou forçada, e em sua parte interna por difusão. Durante o processo de secagem também pode ocorrer evaporação da água interna ou superficialmente no material. Na Figura 5 está apresentado um esquema representativo deste processo (JEREZ, *et al.*, 2015; RAHMAN, 2007; VALENTAS, ROTSTEIN E SINGH, 1997).

Figura 5: Esquema representativo da disposição dos elementos no processo de secagem por CTD. Onde T_w , T_b , T_i , T_u , T_a representam as temperaturas da água, da superfície inferior do Mylar®, da interface Mylar® – alimento, da superfície do alimento e da temperatura do ar de secagem, respectivamente. As taxas de transferência de calor da água, do Mylar®, do alimento e do ar são representadas por q_w , q_m , q_p e q_a , respectivamente, e a taxa de água evaporada é representada por \dot{m}_v .



Fonte: Adaptado de Zotarelli, Carciofi e Laurindo (2015).

A transferência de calor por condução ocorre através da interação molecular, em que uma molécula com elevado nível de energia transmite essa energia para moléculas adjacentes com menores níveis de energia. A taxa em que a transferência de calor por condução ocorre, depende das propriedades termofísicas do material, de sua geometria e da diferença de temperatura a que este se encontra. A transferência de calor por condução pode ocorrer em gases, líquidos e sólidos. Em 1822, Fourier propôs uma equação para a obtenção do fluxo de calor convectivo em um meio, que mais tarde ficou conhecida como Lei de Fourier, e está apresentada na Equação 2 (ÇENGEL E GHAJAR, 2012; INCROPERA *et al.*, 2008; WELTY *et al.*, 2007),

$$q_{cond} = -k\nabla T \quad (2)$$

na qual q_{cond} representa o fluxo de calor, que é a taxa de calor por unidade de área perpendicular à direção da transferência de calor, k é a condutividade térmica do material e ∇T é o gradiente de temperatura no material na direção do fluxo de calor.

O fluxo de calor por convecção ocorre entre um sólido ou um líquido em contato com um fluido em movimento ou estagnado. O

fluxo de calor convectivo pode ser natural ou forçado, devido a forças externas como a de ventiladores e bombas. Este fluxo pode ser calculado pela Lei do resfriamento de Newton, apresentada na Equação 3 (INCROPERA *et al.*, 2008; BEJAN E KRAUS, 2003),

$$q_{conv} = h(T_s - T_\infty) \quad (3)$$

na qual o fluxo de calor convectivo está representado por q_{conv} , h representa o coeficiente convectivo de transferência de calor, parâmetro dependente da geometria do material, da natureza e das propriedades termodinâmicas do fluido e das características do escoamento (INCROPERA *et al.*, 2008; KEEY, 1972). T_s e T_∞ representam as temperaturas da superfície do material e do fluido de escoamento, respectivamente. Outra forma em que ocorre a perda de energia térmica nos processo de secagem é através da perda de umidade por evaporação. Esta energia é contabilizada pela entalpia de evaporação da água nas condições do processo.

A transferência de calor depende da temperatura, umidade e fluxo do ar de secagem, além da área de alimento que está exposta ao ambiente de secagem. E a natureza químico-física dos alimentos, como umidade e estrutura da matriz, também regulam a transferência de massa durante o processo (HELDMAN E LUND, 2007).

Os mecanismos de transferência de massa ocorrem de forma análoga aos mecanismos de transferência de calor apresentados anteriormente. A perda de água pela amostra pode ocorrer devido à convecção do ar de secagem, que pode ser expressa pela Equação 4 (INCROPERA *et al.*, 2008; WELTY *et al.*, 2007),

$$m_{conv} = k_c(c_s - c_\infty^*) \quad (4)$$

na qual m_{conv} representa o fluxo de água através da interface, k_c é o coeficiente convectivo de transferência de massa, o qual depende da geometria do alimento, das propriedades do ar de secagem e das características do escoamento. c_s e c_∞^* representam as concentrações de água na superfície do alimento e no ar de secagem, respectivamente. A concentração c_∞^* representa a concentração de água presente no fluido em escoamento que está em equilíbrio com a superfície do alimento, assim é necessário utilizar-se de uma expressão que represente este equilíbrio. Uma das alternativas para tal é a

construção de uma isoterma de equilíbrio, como já detalhando anteriormente (INCROPERA *et al.*, 2008; WELTY *et al.*, 2007; GEANKOPLIS, 2003).

A transferência de umidade que ocorre internamente ao material pode ser descrita conforme a Lei de Fick, Equação 5, que representa a difusão da água ou vapor de água na parte interna da amostra.

$$\dot{m}_w = D_{ef} \nabla c_w \quad (5)$$

em que \dot{m}_w representa o fluxo de água, D_{ef} representa a difusividade mássica da água ou vapor de água na matriz do alimento. Este coeficiente depende da temperatura, das características químicas, físicas e geométricas do alimento. ∇c_w é o gradiente de concentração interno do material na direção do fluxo de massa (INCROPERA *et al.*, 2008; WELTY *et al.*, 2007).

2.2.4 Modelagem e Simulação do Processo de Secagem

A utilização de modelos matemáticos baseados na fenomenologia envolvida nos processos de secagem, levando em consideração as características do alimento e do processo de secagem, são úteis para o desenvolvimento e otimização de equipamentos e processos de secagem (PERUSSELLO *et al.*, 2013b; VESTEEG E MALALASEKERA, 2007).

A modelagem e simulação de problemas de secagem, em geral, utilizam equações baseadas nos fenômenos envolvidos no processo, como a Lei de Fourier (transferência de calor) e a Lei de Fick (transferência de massa). A obtenção de soluções para problemas fenomenológicos através de soluções numéricas podem ser resolvidos por diferentes métodos, os mais utilizados são diferenças finitas, volumes finitos, elementos finitos e métodos espectrais (VESTEEG E MALALASEKERA, 2007).

Wang e Brennan (1995) modelaram a transferência de calor e umidade durante a secagem convectiva de fatias de batata, incluindo o efeito da atividade de água na transferência de umidade da superfície da amostra, utilizando isotermas de sorção. O modelo foi baseado na Segunda Lei de Fick com condições de contorno convectivas para as

transferências de calor e de massa na superfície e levaram em conta o encolhimento da amostra. Os autores utilizaram o método das diferenças finitas (Cranck-Nicolson) para solucionar as equações e obtiveram uma boa concordância nos resultados comparados aos dados experimentais. Franco, *et al.* (2015) utilizaram método dos elementos finitos para solucionar um modelo difusivo para a secagem pelo método de espuma de suco de yacon e obtiveram uma boa predição ($R^2 = 0,998$) dos dados experimentais de umidade ao longo do processo.

Simal *et al.* (2003) estudaram o efeito do coeficiente convectivo de transferência de massa na secagem de embutido suíno por convecção forçada, solucionando, pelo método de separação de variáveis, um modelo difusivo simples com e sem resistência externa à transferência de massa. Além disso, os autores estimaram e propuseram um coeficiente convectivo de transferência de massa para o processo e concluíram que a secagem estudada era limitada externamente pela transferência de umidade, e o coeficiente proposto resultou em uma melhor predição dos dados experimentais. Bezerra *et al.* (2015) propuseram um modelo difusional para determinação dos coeficientes difusivo e convectivo de transferência de massa para a secagem convectiva de casca de maracujá, e validaram o modelo com dados experimentais de Dincer e Dost (1995), obtendo bons resultados para a predição.

Feyissa *et al.* (2011) propuseram um modelo para descrever a secagem por contato, de massa de panqueca, baseados em ajustes experimentais. O modelo considerou geração de vapor interna à massa, adicionando um termo de geração na equação principal, e difusão em dois estados da água (líquido e vapor), como condições de contorno foram utilizadas perdas convectivas para ambos os estados da água, com diferentes coeficientes convectivos de secagem. Os autores obtiveram boas predições para a temperatura da amostra em diversos pontos.

Islam, Thaker e Mujumdar (2013) modelaram a secagem de lodo biológico em *Drum Dryer*, utilizando um modelo de difusão da água no lodo e utilizaram equações de transferência de calor condutiva, convectiva e por radiação, obtendo bons resultados para a predição desta secagem em escala piloto, a diferença entre os resultados experimentais e preditos foi menor que 7 %. Os autores também concluíram que a espessura do filme espalhado no

equipamento é o parâmetro mais crítico da secagem para um produto com teor de umidade controlado e boa produtividade do processo. Curcio *et al.* (2008) propuseram um modelo teórico para descrever a transferência de momento, calor e massa em secagem convectiva convencional, e validaram o modelo com experimentos de secagem de cenoura em secador condutivo com ar seco com duas temperaturas e umidades relativas diferentes. O modelo proposto não depende de coeficientes interfaciais de transferência de calor e massa, mas descreve de forma geral o comportamento dos secadores. O sistema de equações foi solucionado através do método de elementos finitos. Os autores obtiveram bons resultados para modelo proposto, com diferenças inferiores a 5 % entre os dados experimentais e preditos.

A realização de uma boa predição de modelos de secagem é extremamente dependente das propriedades termofísicas do alimento estudado, pois estas influenciam diretamente nos principais fenômenos que envolvem o processo, a transferência de calor e de massa. Alguns autores, como Perussello (2013b), realizaram um estudo prévio do comportamento destas propriedades antes de efetuarem a simulação da secagem, utilizando dados experimentais para tal. A literatura científica apresenta correlações empíricas generalizadas para a obtenção das propriedades térmicas de um alimento em função de sua temperatura e composição centesimal. Essas correlações, em geral, consistem em uma média ponderada dos valores destas propriedades de cada componente básico presente no alimento, como água, proteína, gordura, fibras e cinzas. Muitos destes modelos empíricos foram agrupados por Rao, Rizvi e Datta (2005). Apesar destas correlações não levarem em consideração as interações químicas e estruturais entre os componentes dos alimentos, são utilizadas de forma muito vasta em diversos estudos para predizer o comportamento das propriedades termofísicas de alimentos e possuem uma boa predição geral do comportamento das propriedades (SING E HELDMAN, 2009; PHOMKONG, SRZEDNICKI E DRISCOLL, 2006; MOHSENIN, 1980; SINGH E MEDINA, 1989).

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Matéria-Prima

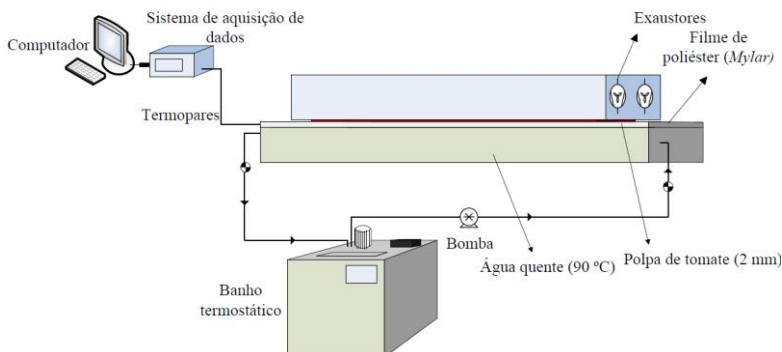
A matéria-prima utilizada foi polpa de tomate da marca OLE, adquirida em comércio local, na cidade de Florianópolis – SC. A polpa utilizada contém tomate, açúcar e sal. A concentração de sólidos solúveis variou entre 7,0 e 7,6 °Brix.

A determinação da composição centesimal da polpa de tomate seguiu as metodologias propostas pelo Instituto Adolfo Lutz (INSTITUTO ADOLFO LUTZ, 2008). A matéria-prima foi caracterizada com os resultados obtidos a partir das análises de umidade, açúcares, fibra bruta, proteínas, extrato etéreo e cinzas.

3.2 Aparato Experimental

A secagem da polpa de tomate comercial foi realizada em batelada pelo método de *Cast-Tape Drying* (CTD), no qual a superfície de espalhamento utilizado foi um filme de poliéster (*Mylar*[®]), e o fluido de aquecimento do sistema foi água. Na Figura 6 está representado o aparato experimental utilizado para realização do processo de secagem.

Figura 6: Representação esquemática do aparato experimental por *Cast-Tape Drying* utilizado no estudo.



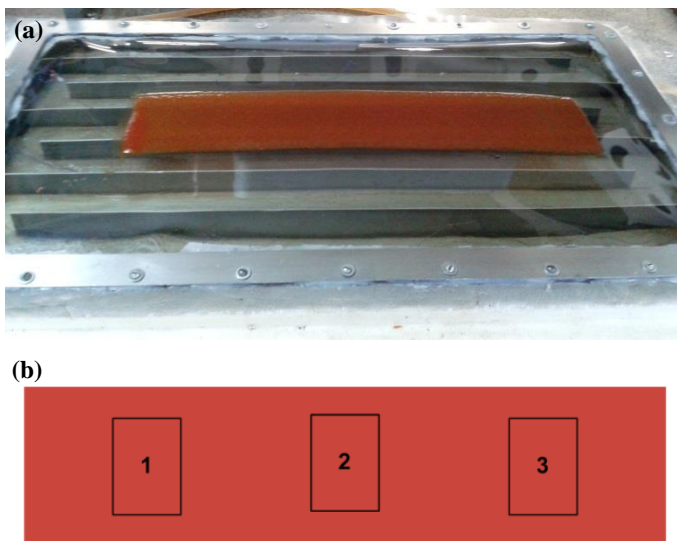
O sistema utilizado consistiu de um reservatório metálico retangular, com dimensões 0,8 m x 0,4 m x 0,05 m, no qual circula água aquecida oriunda de um banho termostático (QUIMIS, modelo Q214S, Brasil). O sistema possuía canais para melhor homogeneização do escoamento e temperatura da água, e em sua parte superior foi fixado um filme de poliéster (*Mylar*[®], tipo D, Dupont, USA) com espessura de 0,25 mm. A face inferior do filme foi mantida em contato direto com a água que circulava no equipamento, e em sua face superior foi espalhada a polpa de tomate. O equipamento possuía um sistema de exaustão móvel utilizado para renovação do ar de secagem e remoção dos vapores de água gerados durante a secagem.

Foram utilizados termopares do tipo T (IOPE, modelo A-TX-TF-R-30AWG, Brasil), alocados na parte interna do reservatório e conectados a um sistema de aquisição de dados (Agilent Technologies, Modelo 34970A, Suíça) para monitoramento da temperatura da água circulante durante o processo.

3.3 Procedimento Experimental de Secagem

Os experimentos de secagem foram realizados com temperatura e umidade relativa (UR) do ar ambiente, as quais variaram entre 22,5 e 30,2 °C e 48,2 e 71,4 %, respectivamente. O espalhamento da polpa de tomate sobre o *Mylar*[®] foi realizado com o auxílio de um espalhador manual, *doctor blade*, o qual permite o ajuste da espessura da camada de polpa durante o espalhamento. Neste trabalho a espessura de espalhamento da polpa foi de 2 mm e a temperatura da água foi mantida a 90 °C, esta escolha foi realizada com base nos resultados apresentados por Castoldi, *et al* (2014) e Zotarelli, Carciofi e Laurindo (2015), onde os autores estudaram a secagem de suco de tomate e de polpa de manga por CTD, respectivamente, e os dois trabalhos destacaram a espessura de espalhamento de 2 mm e a temperatura da água acima 90 °C como a configuração do processo mais rápido e com maior capacidade evaporativa para a secagem por CTD. Na Figura 7(a) está apresentada a imagem referente ao espalhamento da polpa sobre o equipamento. Todas as condições experimentais foram analisadas em triplicata. A amostragem foi realizada em três regiões diferentes, conforme ilustrado na Figura 7(b), em intervalos de tempo pré-determinados para determinação da umidade.

Figura 7: (a) Representação do espalhamento da polpa sobre o CTD; (b) Vista superior do espalhamento da polpa de tomate - espalhamento dividido em três áreas distintas para retirada das amostras em tempos pré-determinados.



3.3.1 Determinação da Umidade da Polpa de Tomate

A umidade das amostras de polpa de tomate comercial foi determinada através do método gravimétrico em estufa a vácuo (TECNAL, modelo TE-395, Brasil) a 70 °C (A.O.A.C., 2005), e calculada utilizando a Equação 6,

$$X = \frac{m_0 - m_f}{m_f} \quad (6)$$

na qual X é a umidade em base seca ($g\ g^{-1}$) e m_0 e m_f são as massas inicial e final da amostra após a determinação de umidade, respectivamente.

A umidade da polpa em base úmida pode ser representada pela Equação 7,

$$X_{bu} = \frac{X_0}{X_0 + 1} \quad (7)$$

A curva de secagem será apresentada na sua forma adimensionalizada, através da razão de umidade (RU), representada pela Equação 8,

$$RU = \frac{X}{X_0} \quad (8)$$

em que X é a umidade da amostra no tempo t , e X_0 é a umidade inicial da amostra estudada, ambas em base seca.

3.3.2 *Determinação da Taxa de Secagem e Capacidade Evaporativa*

A taxa de secagem das cinéticas experimentais foi determinada através do ajuste de uma função linear aos dados de umidade da polpa em função do tempo de processo. A taxa de secagem foi obtida pela inclinação da reta para cada experimento e apresentada como um valor médio juntamente com seu desvio.

A capacidade evaporativa (CE) do processo de secagem de polpa de tomate comercial por CTD, durante a taxa de secagem constante, foi calculada conforme a Equação (9),

$$CE = \frac{dX}{dt} (1 - X_{bu_0}) \rho_{p_0} h_p \quad (9)$$

na qual dX/dt é a taxa de secagem obtida experimentalmente, $(1 - X_{bu_0})$ representa a fração de sólidos secos inicial, ρ_{p_0} é a massa específica inicial da amostra, representada pela Equação 10, e h_p é a espessura de espalhamento da polpa.

$$\frac{1}{\rho_{p_0}} = \sum_{i=1}^I \frac{x_{i_0}}{\rho_i} \quad (10)$$

na qual os parâmetros ρ_i e x_{i_0} da Equação 10 são a massa específica e fração mássica iniciais de cada componente i da amostra, respectivamente.

3.3.3 Espessura da Polpa Durante a Secagem

A remoção da água durante a secagem reduz a espessura de espalhamento da polpa de tomate. Desta forma, foram realizados experimentos para avaliar a mudança de espessura da amostra durante a secagem.

A polpa de tomate comercial foi espalhada com auxílio do *doctor blade* com *gap* de espessura igual a 2 mm. Nos primeiros seis minutos de processo a espessura foi determinada com o auxílio de um paquímetro de precisão (MDC Lite, Mitutoyo, Brasil), e no restante do processo a espessura foi determinada com o auxílio de um micrômetro digital (Mitutoyo, Brasil), pois a partir dos sete minutos de secagem ocorria a formação do filme seco de tomate. Todas as determinações da espessura da polpa foram realizadas em cinco regiões diferentes do espalhamento e os experimentos foram realizados em triplicata.

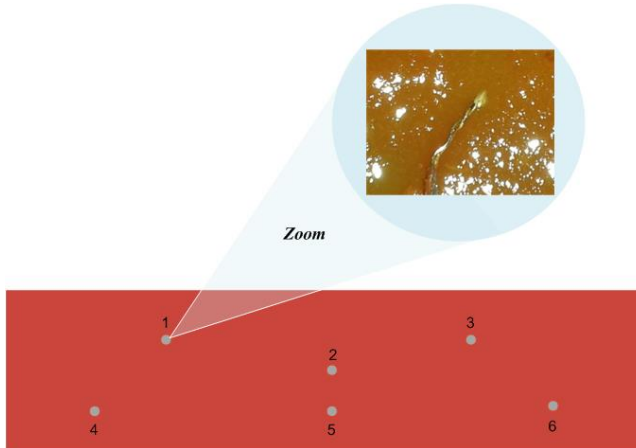
3.3.4 Temperatura da Amostra Durante a Secagem

A evolução temporal da temperatura da polpa de tomate durante o processo foi monitorada com o auxílio de termopares e de uma câmera termográfica de infravermelho.

A determinação do perfil de temperatura da polpa ao longo da secagem foi realizada pela aquisição de dados de seis termopares do tipo T (IOPE, modelo A-TX-TF-R-30AWG, Brasil) distribuídos em regiões diferentes do espalhamento, conforme ilustrado na Figura 8. O registro e visualização dos dados foram realizados em tempo real, através de um sistema de aquisição de dados (Agilent, modelo 34970A, Malásia) acoplado a um computador. O registro da

temperatura da polpa através dos termopares foi realizado em quadruplicata.

Figura 8: Representação esquemática dos locais onde a temperatura da polpa foi determinada e ampliação com foto do termopar inserido na polpa no início da secagem.



As imagens de termografia foram registradas em tempos pré-determinados utilizando uma câmera termográfica (Flir, modelo T360, Suécia) a 1 m de distância da superfície do *Mylar*[®], permitindo o registro da temperatura em toda a área superficial da polpa. Para delimitar a área de aquisição das termografias, foi utilizada uma moldura de poliestireno expandido com dimensões de 9,5 x 39 cm. A emissividade da superfície do *Mylar*[®] do *Cast-Tape Drying* (CTD) foi determinada conforme o método proposto por Albatici *et al.* (2013), com a câmera termográfica, onde uma fita isolante de emissividade conhecida ($\epsilon = 0,95$) é colada na superfície do filme polimérico e a emissividade da superfície foi ajustada conforme a temperatura da fita isolante. As imagens foram analisadas através do *software* FLIR QuickReport 1.2 SP2.

A câmera termográfica registra temperaturas superficiais, desta forma, as imagens obtidas representam a temperatura da superfície da

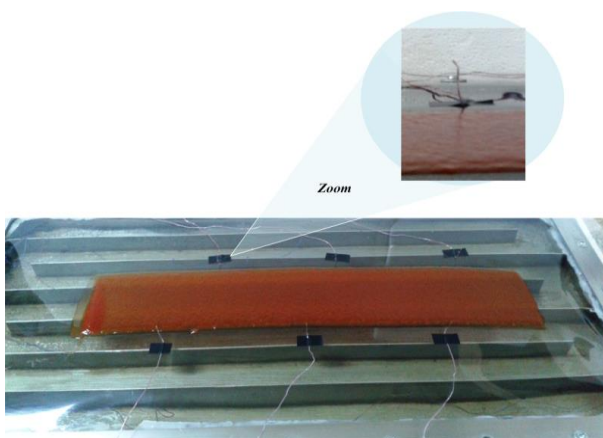
polpa, mas também há a possibilidade de registro da temperatura dos vapores de água que estão sendo perdidos pelo material.

A temperatura do filme de ar na interface entre a polpa e o ar de secagem, utilizado na simulação, é a média entre o valor da temperatura do ar de secagem e da polpa de tomate determinados experimentalmente.

3.3.5 *Monitoramento da Temperatura e Umidade Relativa do Ar de Secagem*

A temperatura do ar de secagem foi determinada com termopares do tipo T (IOPE, modelo A-TX-TF-R-30AWG, Brasil) e registrada por um sistema de aquisição de dados (Agilent, modelo 34970A, Malásia). Os termopares foram alocados a uma distância de aproximadamente 1 cm da borda da polpa espalhada e a uma altura de 2 cm da superfície do *Mylar*[®], conforme Figura 9. A distância utilizada na aquisição destes dados deveria possibilitar o espalhamento da polpa na sua região central, já que os termopares foram alocados anteriormente ao espalhamento da amostra. A aquisição da temperatura do ar de secagem foi realizada em quadruplicata.

Figura 9: Imagem das posições dos termopares para a determinação da temperatura do ar de secagem com ampliação da imagem da vista frontal de um dos termopares.



A umidade relativa do ar de secagem foi determinada com o auxílio de uma carta psicrométrica a partir dos dados de umidade relativa do ar ambiente e da temperatura do ar de secagem. A concentração molar de água no ar de secagem, $c_{w_{ar}}$ foi calculada de acordo com a Equação 11, aproximando o comportamento do ar de secagem ao de um gás ideal,

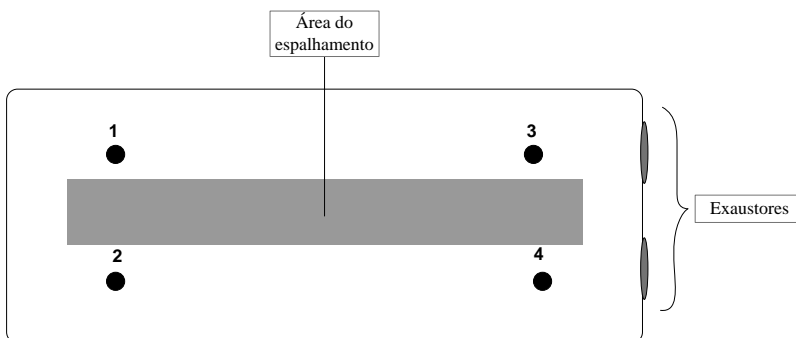
$$c_{w_{ar}} = \frac{P_w^{ar}}{RT_{ar}} \quad (11)$$

na qual R é a constante dos gases ideais e P_w^{ar} e T_{ar} são a pressão parcial do vapor de água presente no ar de secagem e a temperatura do mesmo, respectivamente.

3.3.6 Velocidade do Ar de Secagem

A determinação da velocidade do ar de secagem dentro do exaustor foi realizada ao longo do processo de secagem com o auxílio de um anemômetro digital (Texto, modelo testo 425, USA). A medida foi realizada a uma distância de 2 cm da superfície do equipamento e em quatro pontos diferentes, conforme mostrado na Figura 10. Esta determinação foi realizada em triplicada para cada ponto.

Figura 10: Vista superior do sistema de exaustão móvel utilizado no CTD. Os pontos 1 a 4 determinam os locais onde foram feitas as medidas da velocidade do ar durante a secagem.



3.3.7 Determinação dos Coeficientes Convectivos de Transferência de Calor e de Massa

Os experimentos para a determinação dos coeficientes convectivos de transferência de calor e de massa, h e k_c , respectivamente, foram realizados em condições ambientes com temperatura e umidade relativa do ar de $23,1 \pm 0,6$ °C e $75,4 \pm 8,6$ %, respectivamente. Um recipiente de alumínio com dimensões de 39,37 x 9,22 x 0,2 cm foi totalmente preenchido com água destilada, colocado sobre o *Cast-Tape Drying*, com o sistema de exaustão móvel. O equipamento não estava aquecido, sendo o objetivo deste experimento, quantificar a perda de massa ocasionada pelo escoamento do ar sobre a superfície da polpa, devido à convecção. A massa total do recipiente foi medida em tempos pré-determinados durante uma hora. Para evitar a perda de água durante a execução do experimento, um tecido (70 % viscose e 30 % poliéster) foi colocado dentro do recipiente de alumínio. Os experimentos foram realizados sete vezes. O experimento realizado no presente trabalho baseou-se na metodologia executada por Moreira (2010) para a determinação do coeficiente convectivo de transferência de massa entre uma esfera de naftaleno e o ar.

No experimento 70 g de água destilada foram depositados no recipiente, que foi colocado sobre o equipamento, na mesma área onde a polpa de tomate foi espalhada. O exaustor foi ligado e a massa do conjunto (recipiente + tecido + água) foi determinada ao longo do tempo. Durante o experimento foram monitoradas a temperatura e a umidade relativa do ar com o auxílio de termohigrômetro (Testo, modelo 610, EUA).

A determinação da temperatura da água foi realizada com termopares do tipo T (IOPE, modelo A-TX-TF-R-30AWG, Brasil) conectados a um sistema de aquisição de dados *online* (Agilent Technologies, Modelo 34970A, Suíça). Esta determinação foi realizada em ensaios experimentais exclusivos para este fim, devido à impossibilidade de transporte e medição da massa do conjunto quando utilizados os termopares.

A partir dos experimentos obteve-se a variação temporal da massa de água. Neste experimento considerou-se que toda água perdida deu-se devido à convecção do ar dentro do exaustor, já que

apenas o exaustor estava ligado e a temperatura em que se realizaram os experimentos foi a ambiente. A taxa de perda de massa foi determinada pelo coeficiente angular da reta ajustada aos dados experimentais.

A primeira camada de ar em contato com a superfície da água foi considerada em equilíbrio com a água e o ar úmido foi representado pela equação dos gases ideais. Considerando que toda a variação da massa do sistema ocorreu pelo fluxo convectivo na interface ar-água, um balanço da massa de água na interface água - ar ambiente resulta na Equação 12,

$$\frac{dn}{dt} = -k_c A (c_{w_s}^* - c_{w,amb}) \quad (12)$$

na qual $\frac{dn}{dt}$ é a taxa de perda de água, k_c é o coeficiente de transferência de massa convectivo, A é a área da superfície de água e $c_{w_s}^*$ e $c_{w,amb}$ são as concentrações molares de água em equilíbrio com a interface água-ar e do ar ambiente, respectivamente. Assim k_c foi calculado conforme Equação 13,

$$k_c = \frac{dn/dt}{A(c_{w,amb} - c_{w,s}^*)} \quad (13)$$

Para a determinação do coeficiente convectivo de transferência de calor, h , analisou-se o comportamento da temperatura da água e a partir disto verificou-se que as condições experimentais para a determinação dos coeficientes convectivos foi análoga ao comportamento de um bulbo úmido. Desta forma, negligenciou-se o período inicial (o qual é curto) do experimento, onde ocorre a redução da temperatura da água. A partir disso, se fez um balanço de energia na interface água - ar ambiente, Equação 14, que representa o calor perdido pela evaporação da água,

$$Q_{evp} = \frac{dn}{dt} \Delta H_{evp} \quad (14)$$

na qual ΔH_{evp} representa a entalpia de evaporação da água nas condições experimentais.

O calor perdido pela evaporação da água neste processo resulta na redução da temperatura do filme de água, gerando assim uma diferença de temperatura entre o ambiente e a água (T_{amb} e T_s , respectivamente), resultando em um fluxo de calor convectivo que pode ser representado pela Equação 15,

$$q_{conv} = hA(T_s - T_{amb}) \quad (15)$$

em que h é o coeficiente convectivo de transferência de calor, A é a área da superfície do filme de água e T_s e T_{amb} são as temperaturas da superfície da água e do ambiente, respectivamente. A T_s representa a temperatura de bulbo úmido nas condições experimentais desconsiderando o período inicial antes de o processo atingir o estado estacionário, a qual permanece constante durante todo o período de taxa constante de perda de água.

A partir desta análise, pode-se afirmar que a Equação 14 e a Equação 15 são iguais no período de taxa constante de transferência de massa, conforme apresentado pela Equação 16,

$$hA(T_s - T_{amb}) = \frac{dn}{dt} \Delta H_{evp} \quad (16)$$

Rearranjando a Equação 16 e substituindo dn/dt pela Equação 12, o coeficiente convectivo de transferência de calor foi calculado conforme a Equação 17,

$$h = \frac{k_c(c_{w,amb} - c_{w,s})\Delta H_{evp}/T_s}{(T_s - T_{amb})} \quad (17)$$

Os coeficientes convectivos de transferência de calor e de massa determinados através das Equações 13 e 17, respectivamente, são valores obtidos para o ar de secagem à temperatura de filme, que é a média entre a temperatura do ar ambiente e da água. Haja vista que as propriedades do ar de escoamento são influenciadas pela temperatura, os coeficientes h e k_c também são influenciados diretamente por ela. Desta forma, para a estimativa dos valores reais destes coeficientes, utilizaram-se correlações para a determinação de coeficientes convectivos durante escoamento de um fluido sobre uma placa plana utilizando a temperatura do ar de secagem (T_{ar}). A

correlação utilizada para o coeficiente convectivo de transferência de massa está expressa na Equação 18 (ÇENGEL, 2012),

$$Nu = \frac{hL}{k_f} = CRe^{0,5}Pr^{1/3} \quad (18)$$

na qual Nu é o número de Nusselt, L é o comprimento da placa, k_f é a condutividade térmica do fluido, C é uma constante da correlação e Re e Pr são os números de Reynolds e de Prandtl. Fazendo a razão entre a correlação à temperatura de filme ambiente e a correlação à temperatura de filme entre o ar de secagem e a polpa, temos que:

$$\frac{\frac{h_2}{k_{f_2}}}{\frac{h_1}{k_{f_1}}} = \frac{\left(\frac{\rho_{f_2}}{\mu_{f_2}}\right)^{0,5} Pr_2^{1/3}}{\left(\frac{\rho_{f_1}}{\mu_{f_1}}\right)^{0,5} Pr_1^{1/3}} \quad (19)$$

sendo ρ_f e μ_f a massa específica e a viscosidade dinâmica do ar, respectivamente. Os subscritos 1 e 2 se referem aos valores das propriedades à temperatura de filme dos experimentos realizados à temperatura ambiente e a temperatura de filme do processo de secagem, respectivamente. Assim, o coeficiente de transferência de calor em uma temperatura qualquer T_2 foi calculado pela Equação 20.

$$h_2 = \frac{\left(\frac{\rho_{f_2}}{\mu_{f_2}}\right)^{0,5} Pr_2^{1/3} h_1 k_{f_2}}{\left(\frac{\rho_{f_1}}{\mu_{f_1}}\right)^{0,5} Pr_1^{1/3} k_{f_1}} \quad (20)$$

O coeficiente convectivo de transferência de massa foi analogamente ajustado à temperatura do processo de secagem, utilizando a mesma correlação de escoamento para um fluido escoando sobre uma placa plana, para transferência de massa, conforme Equação 21,

$$Sh = \frac{k_c L}{D_{w,ar}} = CRe^{0,5} Sc^{1/3} \quad (21)$$

em que Sh é o número de Sherwood, k_c é o coeficiente convectivo de transferência de massa, L é o comprimento da placa, $D_{w,ar}$ é a difusividade da água no ar e Sc é o número de Schmidt.

Aplicando a relação entre as duas temperaturas analisadas, determinou-se o k_c para o processo utilizando a Equação 22,

$$k_{c_2} = \frac{\left(\frac{\rho_{f_2}}{\mu_{f_2}}\right)^{0,5} Sc_2^{1/3} k_{c_1} D_{w,ar_2}}{\left(\frac{\rho_{f_1}}{\mu_{f_1}}\right)^{0,5} Sc_1^{1/3} D_{w,ar_1}} \quad (22)$$

na qual k_{c_2} e k_{c_1} são os coeficientes convectivos de transferência de massa do processo e o coeficiente determinado experimentalmente à temperatura ambiente, respectivamente; ρ_f e μ_f são a massa específica e a viscosidade dinâmica do ar que escoia sobre o filme de água ou a polpa de tomate e $D_{w,ar}$ é a difusividade da água no ar de escoamento. Os subscritos 1 e 2 representam as propriedades, anteriormente citadas, na temperatura ambiente e na temperatura do processo estudado, respectivamente.

Os coeficientes convectivos, h_2 e k_{c_2} , determinados experimentalmente através das Equações 20 e 22, respectivamente, foram utilizados como parâmetros de entrada (h e k_c) para a realização da simulação do processo de secagem de polpa de tomate comercial por CTD.

3.4 Isoterma de Dessorção de Umidade

A isoterma de dessorção da umidade da polpa de tomate foi determinada pelo método gravimétrico estático. Sete soluções salinas saturadas de LiCl, CH₃COOK, Mg(NO₃)₂, K₂CO₃, NaNO₂, NaCl e KCl foram preparadas para obtenção de ambientes com umidade relativa de 10,73 %, 16,20 %, 39,48 %, 41,60 %, 54,40 %, 75,06 % e

79,50 % a 70 °C, respectivamente (LABUZA, T. P.; KAAANANE, A.; CHEN, J. Y., 1985; MOLINA FILHO et al., 2011; YOUNG, J.F., 1967). Amostras de aproximadamente 4 g de polpa de tomate foram pesadas em balança analítica (Shimadzu, modelo ATX224, Japan), colocadas em recipientes plásticos e acondicionadas em embalagens de acrílico, juntamente com as soluções salinas para manutenção da umidade relativa desejada. Estes recipientes foram alocados em estufa (Tecnal, TE - 394/2, Brasil) com temperatura controlada de $70 \pm 0,6^\circ\text{C}$. As massas das amostras foram determinadas em balança analítica (Shimadzu, ATX 224, Japan) em intervalos de tempo regulares. Quando o erro relativo (Equação 23) entre a massa das duas últimas pesagens foi menor que 3 %, considerou-se que as amostras atingiram o equilíbrio, e posteriormente a umidade dessas amostras foi determinada em estufa a vácuo (TECNAL, modelo TE-395, Brasil) a 70 °C (A.O.A.C., 2005).

$$ER (\%) = \frac{|m_{n-1} - m_n|}{m_n} 100 \quad (23)$$

em que $ER (\%)$ representa o erro relativo em porcentagem, m_n e m_{n-1} representam as medidas das duas últimas massas das amostras da isoterma.

A partir dos pontos experimentais obtidos, foi feito o ajuste de modelos matemáticos tipicamente utilizados para descrever isotermas de sorção em alimentos. Os modelos de Brunauer-Emmett-Teller (BET) e Guggenheim-Anderson-de-Boer (GAB) foram ajustados com o auxílio do *software* Matlab (R2010a), cujas equações matemáticas estão apresentadas nas Equações 24 e 25, respectivamente,

$$X_{eq} = \frac{X_m C_g a_w}{(1 - a_w)(1 - a_w + c_g a_w)} \quad (24)$$

$$X_{eq} = \frac{X_m C_g k_{sm} a_w}{(1 - k_{sm} a_w)(1 - k_{sm} a_w + C_g k_{sm} a_w)} \quad (25)$$

em que X_{eq} é a umidade de equilíbrio, em base seca, determinada experimentalmente. X_m , k_{sm} e C_g são os parâmetros dos modelos que representam a umidade da monocamada, o calor de sorção das

multicamadas e o calor de sorção da primeira camada (constante de Guggenheim), e a_w é a atividade de água das soluções supersaturadas utilizadas para manutenção da UR do ambiente. Os parâmetros dos modelos foram determinados por regressão não-linear, utilizando o *software* Matlab R2010a (The MathWorks Inc., USA), e foram avaliados utilizando o erro médio quadrático (RMSE), Equação 26, e o coeficiente de determinação (R^2), Equação 27, para escolha do melhor ajuste,

$$RMSE = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^n (B_{exp} - B_{pred})^2}{n}} \quad (26)$$

na qual n é o número de dados disponíveis, B_{exp} e B_{pred} são os valores obtidos experimentalmente e predito/ajustado, respectivamente.

$$R^2 = \frac{\sum_{i=1}^n (z_i - \bar{z})^2}{\sum_{i=1}^n (\hat{z}_i - \bar{z})^2} \quad (27)$$

em que z_i é o valor observado, \bar{z} é a média das observações e \hat{z}_i é o valor estimado de z_i .

3.5 Simulação Numérica do Processo de Secagem

Nesta seção serão apresentadas todas as equações, considerações, parâmetros, variáveis, modelos e estimativas realizadas para predizer o processo de secagem por *Cast-Tape Drying* (CTD) a partir de simulações numéricas.

A análise numérica das transferências de calor e de massa unidirecional e em regime transiente foi realizada por meio do Método dos Elementos Finitos, utilizando-se o *software* COMSOL *Multiphysics*® 4.4. O *solver* utilizado foi PARDISO, a geometria foi construída com malha tetraédrica possuindo 401 nós, e a tolerância relativa utilizada foi de 10^{-4} .

3.5.1 *Parâmetros de Entrada*

Os parâmetros experimentais e da literatura utilizados para simular o processo de secagem de polpa de tomate por CTD estão apresentados na Tabela 11, apresentada na seção 4.8.2, juntamente com os valores obtidos.

3.5.2 *Propriedades Térmicas da Polpa de Tomate*

As propriedades térmicas de alimentos são, muitas vezes, difíceis de serem preditas, pois dependem da composição, estrutura e diversas interações que as influenciam (RAO; RIZVI; DATTA, 2005). As propriedades térmicas da polpa de tomate utilizadas para a simulação do processo são baseadas em sua composição centesimal. Optou-se por utilizar uma função dependente da composição e não da temperatura, haja vista que a variação da temperatura da polpa observada experimentalmente durante a secagem promove uma diferença menor que 0,5 % entre os valores das propriedades térmicas determinadas.

Massa Específica

A massa específica da amostra, ρ_p , foi estimada através da variação da sua composição, conforme Equação 28,

$$\frac{1}{\rho_p} = \sum_{i=1}^I \frac{x_i}{\rho_i} \quad (28)$$

na qual x_i é a fração mássica e ρ_i é a massa específica de cada componente i presente na polpa de tomate e apresentados na Tabela 2. Os valores da massa específica de cada constituinte estão apresentados na Tabela 2.

Tabela 2: Massa específica dos componentes presentes na amostra, na temperatura de 65 °C.

Componente (<i>i</i>)	Massa específica (<i>kg m⁻³</i>)
Água	978,99
Proteína	1293,61
Gordura	896,36
Carboidrato	1573,49
Fibras	1951,25
Cinzas	2404,16

Fonte: Adaptado de Rao, Rizvi e Datta (2005).

Calor Específico

O calor específico é uma propriedade térmica aditiva para todos os alimentos, não dependendo de sua estrutura (RAO; RIZVI; DATTA, 2005). Assim, esta propriedade foi estimada conforme a Equação 29,

$$c_{p_p} = \sum_{i=1}^I x_i c_{p_i} \quad (29)$$

em que c_{p_p} e c_{p_i} são os calores específicos da polpa de tomate e dos componentes da mesma, respectivamente, x_i é a fração mássica dos constituintes da amostra estudada e i representa cada um dos constituintes presentes na amostra e determinados através da composição centesimal da mesma, conforme apresentado na seção 3.1.

A Tabela 3 apresenta os valores do calor específicos dos componentes presentes na polpa de tomate, utilizando as correlações propostas por Rao; Rizvi e Datta (2005), na temperatura de 65 °C, na qual a amostra permanece por mais tempo durante o processo.

Tabela 3: Calor específico dos constituintes presentes na amostra, na temperatura de 65 °C.

Componente (i)	Calor específico (J kg⁻¹ K⁻¹)
Água	4196,66
Proteínas	2086,39
Gordura	2061,29
Carboidrato	1657,07
Fibras	1951,25
Cinzas	1206,83

Fonte: Adaptado de Rao, Rizvi e Datta (2005).

Condutividade Térmica

A condutividade térmica dos alimentos, diferentemente do calor específico, não possui uma única função que a define, ela depende da estrutura do alimento, ou seja, de como seus componentes estão distribuídos na matriz do alimento (RAO; RIZVI; DATTA, 2005). A forma mais utilizada de se estimar a condutividade térmica de um alimento é representada pela ponderação entre as condutividades representadas pela adição das resistências térmicas, ou seja, com fluxo de calor perpendicular às camadas dos constituintes, e pelo fluxo paralelo aos constituintes do alimento. Através dessa função estima-se uma condutividade térmica entre os valores extremos possíveis, dependentes da composição da amostra. A ponderação mais utilizada na literatura é a que considera uma fração de 0,5 para o fluxo de calor em paralelo e 0,5 para o fluxo de calor perpendicular aos componentes da amostra. As Equações 30, 31 e 32 representam a condutividade térmica em paralelo, perpendicular e a ponderação entre as duas, respectivamente,

$$k_{p//} = \sum_{i=1}^I x_i k_i \quad (30)$$

$$k_{p\perp} = \frac{1}{\sum_{i=1}^I \frac{x_i}{k_i}} \quad (31)$$

$$k_p = f k_{p\parallel} + (1 - f) k_{p\perp} \quad (32)$$

sendo x_i a fração mássica de cada componente i da amostra, k_i , $k_{p\perp}$, $k_{p\parallel}$ e k_p são as condutividades dos constituintes, da polpa com fluxo de calor perpendicular e paralelo aos seus componentes e a condutividade térmica da polpa, respectivamente e f é a fração correspondente ao fluxo de calor que é transferido de forma paralela aos componentes do alimento e i representa cada componente presente na amostra, que estão apresentados na Tabela 4 e foram determinados através da análise da composição centesimal da amostra apresentada na seção 3.1. Neste trabalho a condutividade térmica utilizada foi a condutividade em paralelo com o fluxo de calor, já que a amostra é uma mistura líquida homogênea e a transferência de calor ocorre nos caminhos preferenciais e com maior condutividade térmica. Na Tabela 4 estão apresentadas as condutividades de todos os constituintes da polpa de tomate.

Tabela 4: Condutividade térmica dos constituintes presentes na amostra, na temperatura de 65 °C.

Componente (i)	Condutividade Térmica ($W m^{-1} K^{-1}$)
Água	0,6616
Proteínas	0,2492
Gordura	0,0171
Carboidrato	0,2773
Fibras	0,2553
Cinzas	0,4134

Fonte: Adaptado de Rao, Rizvi e Datta (2005).

3.5.3 Variáveis do modelo

Durante a secagem de um alimento muitas mudanças ocorrem, desde sua composição e estrutura até suas propriedades térmicas, físicas e químicas. Algumas destas mudanças foram contabilizadas no modelo.

A variação da composição centesimal foi contabilizada através da perda de água da amostra, a partir da composição centesimal inicial da mesma. Com essa variação as propriedades térmicas (ρ_p , c_{pp} e k_p) foram corrigidas em cada cálculo iterativo na simulação. Esses cálculos foram apresentados na seção 3.5.2.

A concentração de água na polpa, c_{wp} , que é um parâmetro utilizado na descrição do modelo no *software*, é dada em concentração molar ($mol\ m^{-3}$), assim a umidade, em base seca, da amostra foi calculada de acordo com a Equação 33,

$$X = \frac{(c_{wp} M_w)}{\rho_{ss}} \quad (33)$$

na qual X é a umidade em base seca da amostra, M_w é a massa molar da água e ρ_{ss} é a massa específica de sólidos secos da polpa de tomate e é calculada conforme Equação 34,

$$\rho_{ss} = \frac{m_{ss}}{V} \quad (34)$$

em que V é o volume da amostra (Equação 35) e m_{ss} é a massa de sólidos secos da amostra (Equação 36),

$$V = h_p A \quad (35)$$

$$m_{ss} = \frac{m_{pi}}{X_{bui}} \quad (36)$$

sendo h_p e A a espessura e a área de espalhamento da polpa, respectivamente, e m_{pi} e X_{bui} são a massa e a umidade iniciais da polpa, respectivamente.

A fração mássica de cada componente i , em determinado tempo t do processo, foi calculada de acordo com a perda de água e em função da fração de sólidos da amostra. Os cálculos realizados para determinação da composição da polpa a cada iteração estão apresentados na Equação 37,

$$x_i = F_i x_{ss} \quad (37)$$

em que x_i e F_i são a fração mássica do componente i e a fração em base seca de cada componente i , e x_{ss} é a fração de sólidos em toda amostra e pode ser calculado pela Equação 38 abaixo,

$$x_{ss} = 1 - X_{bu} \quad (38)$$

sendo X_{bu} a umidade da amostra em base úmida, dada em $[g\ g^{-1}]$.

A fração F_i é calculada de acordo com a Equação 39,

$$F_i = \frac{m_i}{m_{ss}} \quad (39)$$

em que m_i e m_{ss} são as massas do componente i (exceto a água) e de sólidos secos totais presentes na amostra de polpa de tomate. Considerando-se que durante o processo de secagem por *Cast-Tape Drying* ocorra apenas perda de água da amostra, a massa total e de cada componente sólido será constante. Desta forma a fração F_i calculada é constante em todo o processo para os componentes sólidos.

A difusividade efetiva da água na polpa de tomate foi proposta de duas formas: por um valor constante (Equação 40) e por uma função dependente da umidade da amostra (Equação 41), que foi baseada em uma equação proposta por Datta (2007) para secagem de polpa de abóbora pelo mesmo método de secagem.

$$D_{ef} = 9,247 \cdot 10^{-8} \quad [m\ s^{-1}] \quad (40)$$

$$D_{ef} = 2 \cdot 10^{-7} \exp(-2,8 + X) \quad [m\ s^{-1}] \quad (41)$$

sendo que D_{ef} representa a difusividade da água através da polpa e X é a umidade da polpa em base seca.

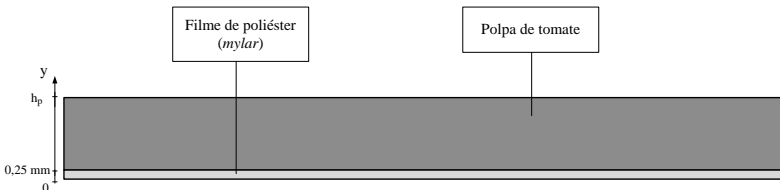
As duas formas de estimativa da difusividade efetiva da umidade na polpa foram realizadas comparando-se através de índices estatísticos (R^2 e RMSE) as melhores estimativas acima propostas e utilizadas na simulação da secagem.

3.5.4 Modelo Matemático

O modelo utilizado para representar a secagem por *Cast-Tape Drying* aborda os fenômenos de transferência de calor na forma condutiva e convectiva e transferência de massa convectiva na superfície da polpa, em regime transiente. Foram simuladas as razões de umidade do processo de secagem de polpa de tomate em diferentes espessuras de espalhamento, h_p , (1 mm, 2 mm e 4 mm).

A Figura 11 é um esquema representativo dos domínios, polpa e Mylar®, nas ordenadas x e y , do modelo utilizado. As equações principais e condições inicial e de contorno serão apresentadas nas seções a seguir, baseadas neste esquema.

Figura 11: Esquema representativo do espalhamento da polpa de tomate sobre o filme de poliéster (*Mylar*®) e a determinação dos eixos x e y utilizados nos modelos.



Determinação da condição inicial do equipamento

Foi realizada uma simulação para obtenção da condição inicial de temperatura do equipamento antes do espalhamento da polpa. Neste modelo foi considerada a transferência de calor no filme de poliéster, onde este perde calor para o ambiente na forma de convecção natural,

já que o exaustor não está sobre o equipamento antes do espalhamento. As Equações 42 a 46 foram utilizadas para representar o modelo em estado estacionário utilizado nesta etapa da simulação, onde as coordenadas citadas estão representadas na Figura 11. Nesta etapa, o equipamento está sendo aquecido com a energia proveniente da água quente circulante, até atingir a condição estacionária, e não possui polpa de tomate espalhada sobre o mesmo.

No *Mylar*[®] considerou-se o sistema em estado estacionário, assim, o balanço de energia na direção y resulta na Equação 42,

$$\frac{d^2T}{dy^2} = 0 \quad (42)$$

Sendo que na interface *Mylar*[®]- ar ambiente a condição de contorno utilizada pode ser representada pela Equação 43:

$$k_{my} \frac{dT_{my}}{dy} = h_{amb}(T_{amb} - T_{my_s}) \quad (43)$$

na qual o lado esquerdo da equação representa o fluxo de calor que chega por condução na face inferior do filme polimérico, e o lado direito representa o fluxo de calor que sai da interface superior do filme devido à convecção natural do ar ambiente. Em que k_{my} é a condutividade térmica do *Mylar*[®], T_{amb} , T_{my} e T_{my_s} são as temperaturas ambiente, do filme polimérico *Mylar*[®] e da superfície do filme polimérico, respectivamente. O parâmetro h_{amb} é o coeficiente convectivo de transferência de calor do ar ambiente para o filme polimérico, o qual foi determinado pela correlação de convecção natural sobre placa plana horizontal com superfície inferior aquecida (ÇENGEL, Y. A.; GHAJAR, A. J., 2012), representada pela Equação 44 e é válida para valores de Ra_L variando entre 10^5 e 10^{11} ,

$$Nu_{amb} = \frac{h_{amb}L_c}{k_{amb}} = 0,27Ra_L^{1/4} \quad (44)$$

na qual Nu_{amb} , h_{amb} , k_{amb} são o número de Nusselt, o coeficiente convectivo de transferência de calor e a condutividade térmica na temperatura de filme da superfície do *Mylar*[®] e do ambiente, L_c é o comprimento característico do espalhamento, que neste caso é a razão

entre a área superficial e o perímetro do filme e Ra_L é o número de Rayleigh, o qual pode ser calculado através da Equação 45,

$$Ra_L = Gr_L Pr_{amb} = \frac{g\beta(T_{s,my} - T_{amb})L_c^3}{\nu_{amb}\alpha_{amb}} \quad (45)$$

em que Gr_L e Pr_{amb} são os números de Grashof e Prandtl, respectivamente. Os parâmetros ν_{amb} e α_{amb} são a viscosidade cinemática e a difusividade térmica do ar na temperatura de filme do ambiente com a superfície do filme polimérico, respectivamente. Os parâmetros $T_{s,my}$ é a temperatura da superfície do Mylar[®], g é a aceleração da gravidade e β é o coeficiente de expansão térmica para gás ideal e é representado por $T_{f,amb}^{-1}$, em que $T_{f,amb}$ é a média entre as temperaturas ambiente e da superfície do Mylar[®].

O valor de h_{amb} foi determinado conforme a Equação 46:

$$h_{amb} = \frac{k_{amb}Nu_{amb}}{L_c} \quad (46)$$

Na superfície inferior do Mylar[®], em $x = 0$, a temperatura foi considerada constante e igual à temperatura da água circulante no equipamento (T_w), ao CTD estar em equilíbrio térmico antes do início do processo de secagem. Ainda, em uma análise de ordem de grandeza, com base nos resultados obtidos, a resistência à transferência de calor convectiva entre a água sob circulação e a parte inferior do Mylar[®] é desprezível quando comparada à resistência condutiva no Mylar[®] e à resistência associada à convecção natural do ar na superfície do filme.

Os modelos de transferência de calor e de massa propostos estão unidos pelas propriedades térmicas da polpa, as quais são dependentes da composição, e pelo fenômeno de evaporação da água durante a secagem.

Transferência de Calor no Processo de Secagem por CTD

O fenômeno de transferência de calor no processo de secagem por *Cast-Tape Drying* (CTD) foi proposto como sendo condutivo tanto

para a polpa, quanto para o filme de poliéster (*Mylar*[®]) e unidirecional na direção y . A temperatura de ambos pode ser calculada pelo balanço de energia transiente, conforme a Equação 47,

$$\rho_j c_{p_j} \frac{\partial T_j}{\partial t} = k_j \frac{\partial^2 T_j}{\partial y^2} \quad (47)$$

na qual T , ρ , c_p e k são a temperatura, a massa específica, o calor específico e a condutividade térmica, respectivamente. O subscrito j representa a polpa ou o filme *Mylar*[®], dependendo do domínio que se está analisando. $\frac{\partial T_j}{\partial t}$ representa a variação da temperatura da polpa ou do *Mylar*[®] ao longo do tempo de secagem e $\frac{\partial^2 T_j}{\partial y^2}$, a variação da temperatura ao longo do eixo y , devido à condução nos domínios.

As propriedades térmicas da polpa foram estimadas segundo equações propostas apresentadas na seção 3.5.2.

Condição Inicial

A temperatura inicial da polpa, T_{p_0} , foi determinada experimentalmente com termômetro de mercúrio;

A temperatura inicial do filme *Mylar*[®], T_{my_0} , foi determinada a partir do resultado do perfil de temperatura no filme polimérico, da simulação da transferência de calor do equipamento antes do espalhamento da polpa, conforme será apresentado na seção 4.8.1 a seguir.

Condições de contorno

- As laterais da polpa e do filme polimérico, em $x = 0$ e $x = 400 \text{ mm}$, foram consideradas isoladas, ou seja, que nestas faces não ocorreu transferência de calor e de massa.

- Na superfície inferior do *Mylar*[®], em $y = 0$, a temperatura foi considerada igual à temperatura da água circulante no CTD (T_w), devido ao fato de a resistência à transferência de calor convectivo

entre a água quente e o *Mylar*[®] pode ser desprezada, conforme discussão anterior.

· Em $y = 0,25 \text{ mm}$, interface *Mylar*[®]-polpa, considerou-se uma interface conjugada, utilizando igualdade de fluxo de calor da superfície superior do filme polimérico e da superfície inferior da polpa de tomate.

· Na superfície da polpa ($y = h_p$), a transferência de calor ocorre por convecção do ar de secagem e pela evaporação da água, conforme a Equação 48,

$$-n \cdot \left(k_p \frac{dT_p}{dt} \right) = h(T_{ar} - T_p) + N_{w,conv_m} \Delta H_{evp} \quad (48)$$

em que T_{ar} e h são a temperatura do ar de secagem e o coeficiente convectivo de transferência de calor, respectivamente – ambos determinados experimentalmente. $(N_{conv_m} \Delta H_{evp})$ representa o fluxo de calor perdido pela evaporação da água e o fluxo de transferência de massa (perda de água), respectivamente, os quais são respostas da simulação em questão. E ΔH_{evp} é a entalpia de evaporação da água na temperatura da polpa.

Transferência de Massa no Processo de Secagem por CTD

A transferência de massa durante a secagem de polpa de tomate comercial por CTD foi proposta por dois modelos. O primeiro que considera a difusão da umidade na polpa e perda de água na sua superfície por convecção. E o segundo, mais simplificado, que negligencia a resistência à transferência de massa interna à polpa, e considera que a variação total de umidade na amostra é igual ao fluxo convectivo de massa na superfície. O primeiro modelo, apesar de mais completo possui a incerteza do valor do coeficiente de difusão de água na polpa, o qual foi proposto pela Equação 41. O segundo modelo, que não considera a difusão da água internamente a polpa, é utilizado para descrever o período de taxa constante de secagem em processos típicos de secagem, que nesta fase possui um comportamento de secagem sem resistência à transferência de massa interna.

No primeiro modelo proposto a variação de água na polpa de tomate durante a secagem por CTD foi determinada pelo balanço de massa na polpa de tomate e descrita pela Lei de Fick, conforme a Equação 49:

$$\frac{\partial c_{wp}}{\partial t} = -D_{ef} \frac{\partial^2 c_{wp}}{\partial y^2} \quad (49)$$

Com condição de contorno na superfície da polpa ($y = h_p$) de transferência de massa convectiva com o ar de secagem, representada pela Equação 50:

$$N_{w,conv}/y=h_p = -k_c (c_{wp}^* - c_{war}) \quad (50)$$

em que $N_{w,conv}$ é o fluxo de água que é perdida pela polpa para o ar de secagem, c_{wp}^* e c_{war} são as concentrações molares de água no ar em equilíbrio com a polpa e no ar de secagem em unidade de $[mol\ m^{-3}]$, respectivamente. E k_c é o coeficiente convectivo de transferência de massa determinado experimentalmente, como detalhado na seção 3.3.7.

Para o cálculo deste fluxo considerou-se que a primeira camada de ar em contato com a polpa de tomate está em equilíbrio termodinâmico com a mesma. Assim, o parâmetro c_{wp}^* é a concentração de umidade no ar que está em equilíbrio com a polpa e foi determinada através da isoterma de dessorção realizada experimentalmente, conforme a seção 4.7.

O modelo mais simplificado, que negligencia a difusão da umidade na polpa e considera que a transferência de massa durante o processo de secagem de polpa de tomate por CTD é regido pela convecção do ar de secagem, pode ser representado pela Equação 51,

$$\frac{\partial c_{wp}}{\partial t} = -k_c (c_{wp}^* - c_{war}) / y=h_p \quad (51)$$

na qual os parâmetros desta equação são os mesmos descritos para Equação 51 anterior.

Para a determinação da $c_{w_p}^*$, parâmetro presente na Equação 50 e Equação 51, considerou-se que o vapor de água possui comportamento de gás ideal, já que o mesmo está sob baixa pressão (atmosférica) e foi calculado conforme a Equação 52,

$$c_{w_p}^* = \frac{P_{w_s}}{R T_p} \quad (52)$$

em que R é a constante dos gases ideais e T_p é a temperatura da polpa. P_{w_s} é a pressão de saturação da água no ar que está em equilíbrio com a superfície da polpa de tomate. Este termo é calculado através da isoterma de desorção gerada experimentalmente, conforme detalhado na seção 4.7, e obtida pela Equação 53 abaixo,

$$P_{w_s} = a_{w_p} P_w^{sat} \quad (53)$$

em que P_w^{sat} é a pressão de saturação da água na temperatura da superfície da polpa e a_{w_p} é a atividade de água da polpa, correspondente à sua umidade, definida pela isoterma.

A pressão de saturação da água no ar, P_w^{sat} , é calculada pela equação de Antoine - Equação 54 (SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M., 2007),

$$\ln P_w^{sat} = 16,3872 - \frac{3885,7}{T_p - 42,98} \quad (54)$$

na qual P_w^{sat} é a pressão, em kPa , de saturação da água na temperatura de polpa, T_p , em K .

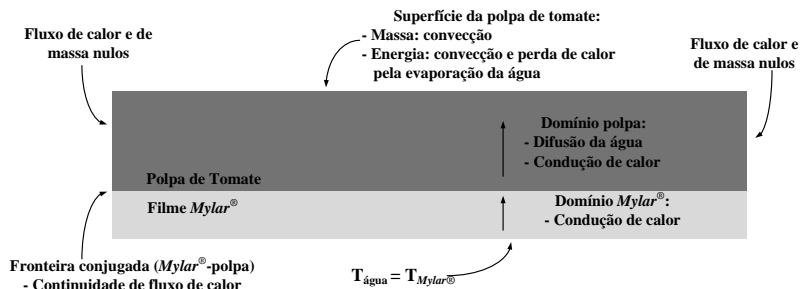
Nos dois modelos propostos, na interface *Mylar*[®]-polpa e nas laterais da polpa não há fluxo de massa para fora do domínio, de maneira análoga ao que foi apresentado para a transferência de calor, e a condição inicial para a concentração de água inicial na polpa, $c_{w_{p_0}}$, foi determinada a partir da umidade inicial da polpa e calculada como concentração molar conforme a Equação 55,

$$c_{w_{p_0}} = \frac{X_0 \rho_{p_0} (1 - X_{bu_0})}{M_w} \quad (55)$$

na qual M_w é a massa molar da água e X_0 , X_{bu_0} e ρ_{p_0} são a umidade em base seca, umidade em base úmida e massa específica iniciais da polpa, respectivamente. O termo $(1 - X_{bu_0})$ representa a fração inicial de sólidos na amostra.

Um esquema representativo resumindo os fenômenos de transferência de calor e de massa e as condições de contorno do processo de secagem de polpa de tomate comercial por *Cast-Tape Drying* está apresentado na Figura 12 para resumir e facilitar a compreensão do modelo proposto neste estudo.

Figura 12: Esquema representativo das condições de contorno e dois domínios utilizados no modelo proposto para o processo de secagem.



Os resultados obtidos pela simulação foram avaliados através do índice estatístico erro médio quadrático (RMSE) e R^2 , apresentados anteriormente nas Equações 26 e 27.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção primeiramente estão apresentados os resultados experimentais e posteriormente os resultados obtidos pela simulação numérica dos modelos matemáticos propostos, permitindo a comparação entre ambos e a validação do modelo.

Durante todos os experimentos foram medidas a temperatura (média \pm desvio padrão: $25,5 \pm 2,2$ °C) e umidade relativa (média \pm desvio padrão: $60,9 \pm 7,5$ %) do ar ambiente.

4.1 Composição Centesimal

A composição da matéria-prima está apresentada na Tabela 5. A polpa de tomate comercial estudada é composta basicamente por água, com aproximadamente 90 %, e carboidratos.

Tabela 5: Composição centesimal, em massa, da polpa de tomate comercial.

Componente	Quantidade em massa (%) \pm Desvio Padrão
Água	$91,48 \pm 0,04$
Carboidrato	$4,60 \pm 0,10$
Cinzas	$1,17 \pm 0,01$
Proteína	$0,92 \pm 0,05$
Fibras	$0,64 \pm 0,01$
Gordura	$0,60 \pm 0,05$

A polpa de tomate comercial é classificada segundo a Resolução – CNNPA no. 12, de 24 de julho de 1978 (BRASIL, 1978), como purê de tomate quando sua concentração de sólidos secos varia de 9 a 18 %.

Na Tabela 6 estão apresentadas algumas composições centesimais de polpa de tomate encontradas na literatura.

Tabela 6: Composição centesimal, em massa, de polpa de tomate obtida por diferentes autores.

Fonte	Água	Carboidratos	Cinzas	Proteína
Goula e Adamopoulos (2005)	86,00 ± 0,05	5,61 ± 0,07	1,40 ± 0,02	2,20 ± 0,02
Sharma, <i>et al.</i> , (1996)	92,34 ± 0,05	4,10 ± 0,69	-	-
Goula e Adamopoulos (2008)	82,00 ± 0,05	7,52 ± 0,08	1,51 ± 0,02	2,83 ± 0,02

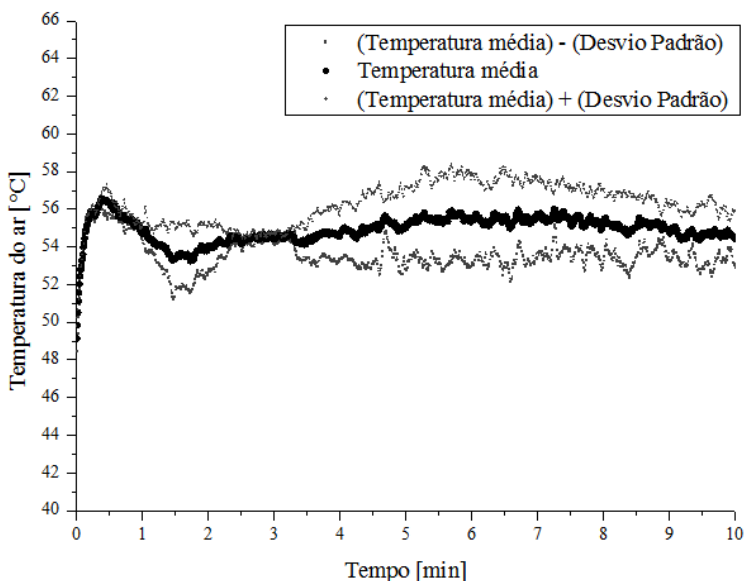
Comparando-se os valores apresentados nas Tabela 5 e Tabela 6 pode-se afirmar que os componentes majoritários da polpa de tomate são a água e os carboidratos. Sharma, *et al.* (1996) determinaram a composição de uma polpa de tomate fina e obtiveram resultados muito próximos aos do presente trabalho para quantidade de água e de carboidratos. Já Goula e Adamopoulos (2005) determinaram a composição de uma polpa de tomate levemente concentrada e obtiveram valores para a concentração de sólidos mais de duas vezes acima dos relatados por Sharma *et al.* (1996) e pelos apresentados na Tabela 5.

4.2 Temperatura e Velocidade do Ar de Secagem

A velocidade média do ar de secagem determinada durante o processo foi de $0,52 \pm 0,23 \text{ m s}^{-1}$. Na Figura 13 está apresentada a temperatura média do ar de secagem durante o processo. Observa-se um aquecimento relativamente rápido nos primeiros segundos de processo, mantendo-se em platô em aproximadamente $55 \text{ }^\circ\text{C}$. Assim, pode-se observar que o ar de secagem, além de carregar os vapores de água liberados pelo processo, atua como um fluido de refrigeração

para o produto que está sendo seco, pois apresenta temperatura inferior à temperatura da superfície do produto (próxima de 70 °C, conforme dados apresentados na sequência do texto).

Figura 13: Perfil da temperatura média, temperatura média adicionada do desvio padrão e temperatura média menos o desvio padrão, do ar de secagem durante o processo.

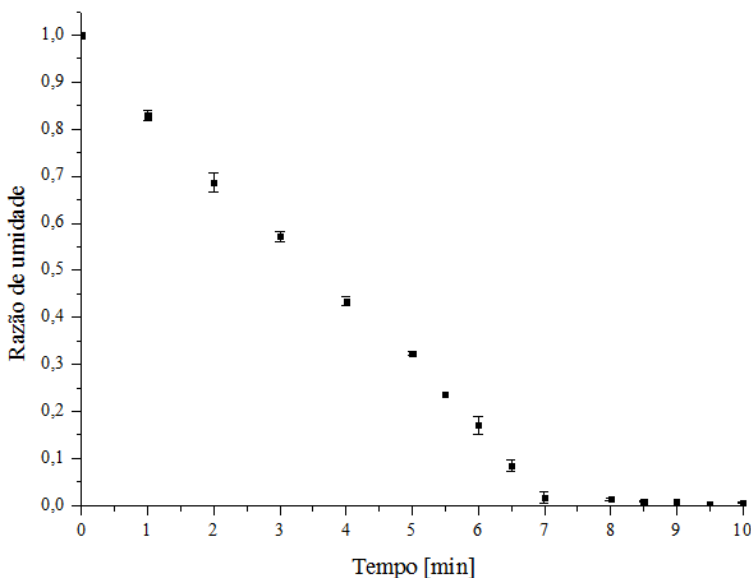


4.3 Evolução Temporal da Umidade

Os valores médios e o desvio padrão das triplicatas da variação temporal da razão de umidade (RU) da secagem da polpa de tomate por CTD estão apresentados na Figura 14. A umidade inicial média da polpa de tomate em base seca foi de $9,1192 \pm 0,1763 \text{ g g}^{-1}$.

A umidade final da amostra de polpa de tomate obtida pelo processo de secagem por CTD, com espalhamento de 2 mm foi inferior a $0,075 \text{ g g}^{-1}$, o qual é obtido a partir do nono minuto de processo.

Figura 14: Valores médios experimentais da razão de umidade da polpa de tomate durante o processo de secagem por CTD.



A secagem por CTD é um processo relativamente rápido e reprodutível, visto as pequenas variações experimentais obtidas (baixo valor do desvio padrão). Na Figura 14 pode-se observar que a amostra atinge o equilíbrio em torno de 7 a 8 min, reduzindo sua umidade de aproximadamente 9 g g^{-1} para $0,1 \text{ g g}^{-1}$. Castoldi, *et al.* (2014) realizou a secagem de suco de tomate, de uma umidade inicial de 19 g g^{-1} até $0,2 \text{ g g}^{-1}$, em 15 min de processo, utilizando uma temperatura da água circulante de $95 \text{ }^\circ\text{C}$.

Pela análise da cinética de secagem (Figura 14), nota-se também que a secagem de polpa de tomate comercial por CTD é um processo que ocorre à taxa constante durante praticamente toda a secagem. Ou seja, o mecanismo convectivo é que rege a transferência de massa neste processo. Sendo a resistência a transferência de umidade na parte interna da polpa muito menor que a transferência externa de água.

A taxa de secagem, no período de taxa constante, considerou os pontos experimentais até os 6,5 min iniciais de processo, e apresentou valor igual a $1,2528 \pm 0,0251 \text{ g g}^{-1} \text{ min}^{-1}$, valor muito próximo ao encontrado por Castoldi, *et al.* (2014), que foi de $1,20 \pm 0,13 \text{ g g}^{-1} \text{ min}^{-1}$, para secagem de polpa de tomate pelo mesmo método. Zotarelli, Carciofi e Laurindo (2015) obtiveram uma taxa de secagem de $0,603 \pm 0,050 \text{ g g}^{-1} \text{ min}^{-1}$ para a secagem de polpa de manga por RW com temperatura da água de $95 \text{ }^\circ\text{C}$ e espessura de espalhamento de 2 mm . O valor para a taxa de secagem obtidos pelos autores é aproximadamente metade do valor obtido no presente estudo, apesar de o processo de secagem em questão ser o mesmo, as características e propriedades da matéria-prima são diferentes nos dois estudos, além das diferenças existentes no ar de secagem. Souza (2015) obteve um período de taxa constante de secagem no início do processo de desidratação de polpa de açaí por CTD, onde o tempo de secagem variou entre 20 e 40 minutos. Neste período o autor encontrou valores médios de taxa de secagem de 0,0816, 0,1078 e $0,1504 \text{ g g}^{-1} \text{ min}^{-1}$, para temperatura da água igual a 65, 80 e $90 \text{ }^\circ\text{C}$, respectivamente, e espalhamento de 2 mm. A principal característica descrita pelo autor neste estudo é que a taxa de secagem é decrescente na maior parte do processo.

O valor encontrado para a capacidade evaporativa (CE) foi de $13,7 \text{ kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, valor aproximadamente 40 % maior que o encontrado por Nindo *et al.* (2003), que foi de $10 \text{ kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, para secagem de purê de abóbora em escala piloto do processo de RW, utilizando a água circulante na temperatura de $90 \text{ }^\circ\text{C}$ e espessura de espalhamento entre 0,4 e 0,6 mm. Os mesmos autores utilizaram um equipamento industrial e obtiveram uma capacidade evaporativa igual a $4,6 \text{ kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ para o processamento da mesma matéria-prima e nas mesmas condições de secagem. Os valores de CE encontrados por Souza (2015) foram linearmente decrescentes com a umidade durante a secagem de açaí por CTD, e o valor da capacidade evaporativa média foi aproximadamente 90 % maior para o espalhamento com espessura de 2 mm em relação ao espalhamento com 3 mm para a secagem com temperatura da água igual a $90 \text{ }^\circ\text{C}$. A CE encontrada por Zotarelli, Carciofi e Laurindo (2015) foi de $10,75 \pm 0,86 \text{ kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}$.

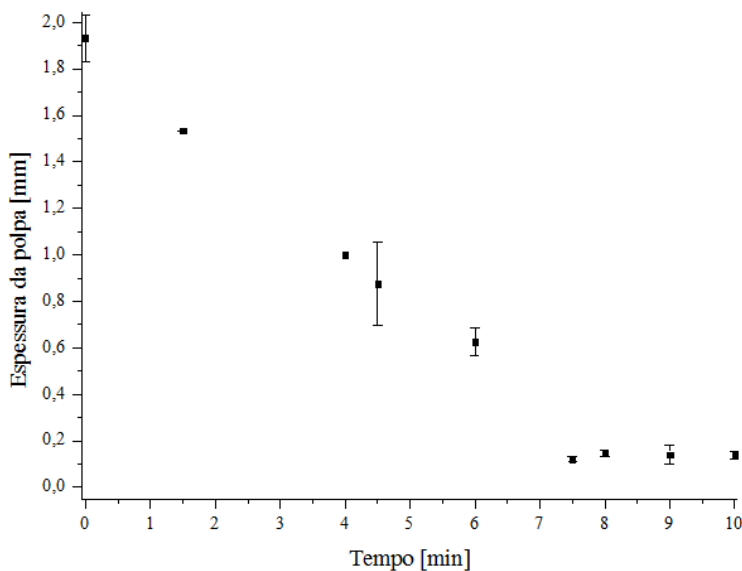
A secagem de polpa de tomate por CTD é um processo muito interessante para a indústria de alimentos, possuindo uma capacidade

de processo alta, como apresentado pela CE, e, além disso, o fluido de aquecimento utilizado é a água que opera em circuito fechado, sendo reutilizada pelo sistema. Outra importante característica deste processo é permitir a utilização de temperaturas brandas (entre 40 e 95 °C) para realização da secagem, preservando algumas propriedades físicas, químicas, organolépticas e nutricionais da matéria-prima.

4.4 Espessura da Polpa Durante a Secagem

Durante a secagem da polpa de tomate por Cast-Tape Drying (CTD) a polpa de tomate perde grande quantidade de água, conforme visto na seção 4.3. Como consequência, a espessura da polpa varia ao longo da secagem, como pode ser visualizado na Figura 15, sendo que sua espessura diminui cerca de dez vezes durante o processo.

Figura 15: Determinação da espessura da polpa de tomate durante o processo de secagem por CTD.



A espessura da polpa de tomate varia linearmente ao longo do processo de secagem por CTD. No caso do espalhamento de 2 mm a espessura da polpa pode ser expressa pela Equação 56, a qual é o ajuste linear de uma reta aos dados experimentais determinados até os 7,5 min iniciais de processo,

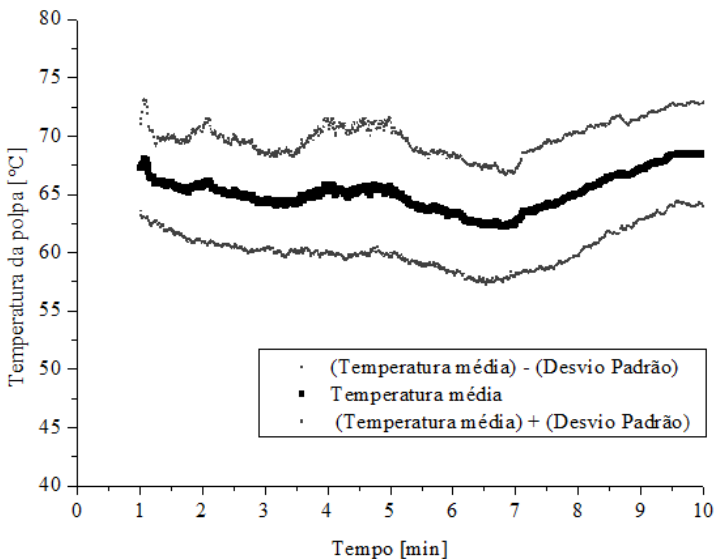
$$h_p = -0,2312 t + 1,9201 \quad (56)$$

em que h_p é a espessura da polpa, em *mm*, e t é o tempo de processo, em minutos. O ajuste representado pela Equação 56 resultou em um coeficiente R^2 igual a 0,993.

4.5 Temperatura da Polpa de Tomate

A temperatura da polpa durante a secagem, registrada pelos termopares, está apresentada na Figura 16. Os pontos do início do processo não estão apresentados, pois a colocação dos termopares levava cerca de um minuto para ser finalizada.

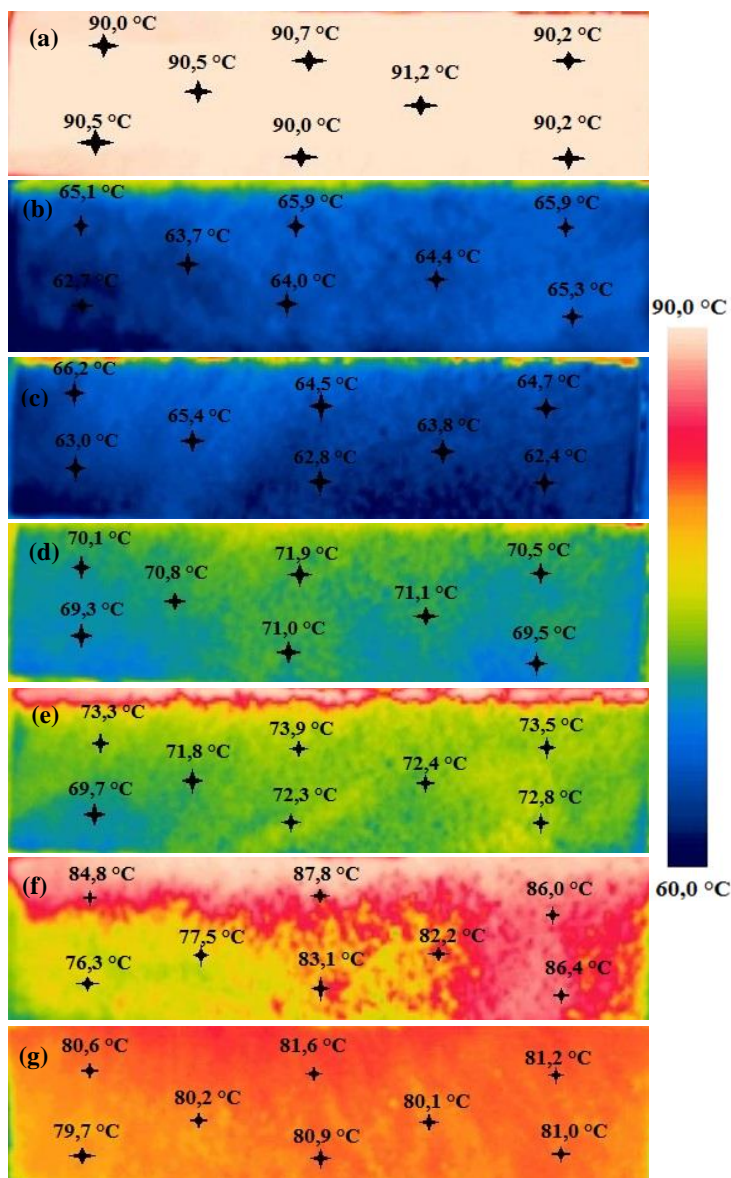
Figura 16: Evolução temporal da temperatura da polpa de tomate durante a secagem por CTD, e seus valores máximos e mínimos.



Na Figura 16 é observado que a temperatura média da polpa permaneceu próxima de 65 °C entre o primeiro e o quinto minuto de processo, período de taxa constante de secagem, como observado na curva de secagem (Figura 14). Este processo, de perda da água livre da amostra, gera um resfriamento evaporativo e mantém a temperatura da amostra mais baixa. Posteriormente, a temperatura apresenta uma tendência de diminuição ao final do período de taxa constante de secagem e no fim da evaporação (após o sétimo minuto) tende ao aquecimento devido à redução do resfriamento evaporativo. Pode-se observar que este aumento na temperatura ocorre após os sete minutos de processo, onde a evaporação da água diminui e o resfriamento da amostra é menor, gerando assim o aquecimento da polpa de tomate. As diferenças observadas no monitoramento da temperatura da polpa podem decorrer de incertezas no posicionamento e colocação dos termopares, já que a estrutura da polpa é muito pequena (2 mm), praticamente da dimensão do sensor de aquisição do termopar, conforme visto na Figura 8, e, além disto, sua espessura diminui muito ao longo do tempo (Figura 15). O aumento da temperatura no final do processo de secagem não é desejado, porém como observado na Figura 14 o processo de secagem pode ser finalizado entre os 8 e 9 minutos de processo, já que a polpa atingiu a umidade desejada, evitando assim uma maior exposição do produto ao calor. Todos dados obtidos experimentalmente foram apresentados até o décimo minuto de processo a fim de serem comparados com os resultados preditos pelo modelo proposto neste estudo.

Um comportamento similar pode ser observado também nas imagens termográficas, apresentadas na Figura 17, onde a temperatura superficial da polpa permanece entre 65 e 70 °C até os 4 minutos de processo e aumenta até o final do processo de secagem, porém neste caso a temperatura final aferida é de aproximadamente 80 °C, sendo superior às registradas pelos termopares. Essas diferenças de medida entre os termopares e as imagens termográficas também foram observadas por Zotarelli, Carciofi e Laurindo (2015) para a polpa de manga durante a secagem por *Refractance Window* (RW), e por Souza (2015) no monitoramento da temperatura do açaí na secagem por CTD em diferentes temperaturas da água circulante e espessuras de espalhamento.

Figura 17: Imagens termográficas da superfície da polpa de tomate comercial durante a secagem por CTD, nos tempos de (a) 0; (b) 0,5; (c) 2; (d) 4; (e) 6; (f) 8 e (g) 10 min.



A temperatura média da polpa registrada é de $65,22 \pm 4,67$ °C e $75,13 \pm 9,38$ °C nos procedimentos de determinação pelos termopares e pelas imagens termográficas, respectivamente. Valores muito próximos aos obtidos Nindo *et al.*(2003), que foi de 70 °C, para secagem de purê de abóbora com 2 mm de espalhamento e temperatura da água de 90 °C no mesmo processo de secagem, utilizando um filme *Mylar*® com espessura de 2 mm e temperatura do ar de secagem igual a 24 °C. Esses autores também obtiveram comportamento semelhante para a temperatura da polpa durante o processo. Ochoa-Martínez, *et al.* (2012) também observaram valores médios próximos a 70 °C para fatias de manga de 1 mm de espessura desidratadas em RW com temperatura da água circulante igual a 90 °C, espessura do filme polimérico de 0,26 mm. Estes autores fizeram a secagem da mesma amostra em secador de bandejas e obtiveram uma temperatura com tendência assintótica à temperatura do ar de secagem, 90 °C. Desta forma, observa-se que o processo de secagem por CTD mantém a temperatura da amostra mais baixa que os processos de secagem convencionais como a secagem evaporativa.

A temperatura da polpa de tomate comercial durante todo o processo de secagem está abaixo da temperatura da água circulante no equipamento (91 °C), este comportamento é obtido devido ao resfriamento evaporativo que ocorre na amostra durante a perda de água e também devido ao resfriamento convectivo do ar de secagem que escoa sobre a polpa. Esta baixa temperatura protege potencialmente o produto de degradações térmicas pela redução da velocidade de reações que diminuem a qualidade e o valor nutricional do alimento seco.

4.6 Coeficientes Convectivos de Transferência de Calor e de Massa

Os coeficientes convectivos de calor e de massa determinados estão apresentados na Tabela 7. O coeficiente convectivo de transferência de calor estimado experimentalmente pertence ao intervalo de valores típicos dos coeficientes encontrados para escoamento de ar forçado (INCROPERA *et al.*, 2008).

Os valores dos coeficientes convectivos de transferência de calor e de massa encontrados para o sistema de secagem estudado

corresponde a um escoamento laminar em placa plana com velocidade média de $0,41 \text{ m s}^{-1}$, valor este 21,15 % menor que a velocidade média experimental do processo.

Tabela 7: Valores experimentais e desvio padrão dos coeficientes convectivos de calor, h , e de massa, k_c , determinados experimentalmente.

Parâmetro	Valor \pm Desvio Padrão	Unidade
k_c	$0,05 \pm 0,01$	m s^{-1}
h	$54,93 \pm 9,94$	$\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$

4.7 Isoterma de Dessorção de Umidade

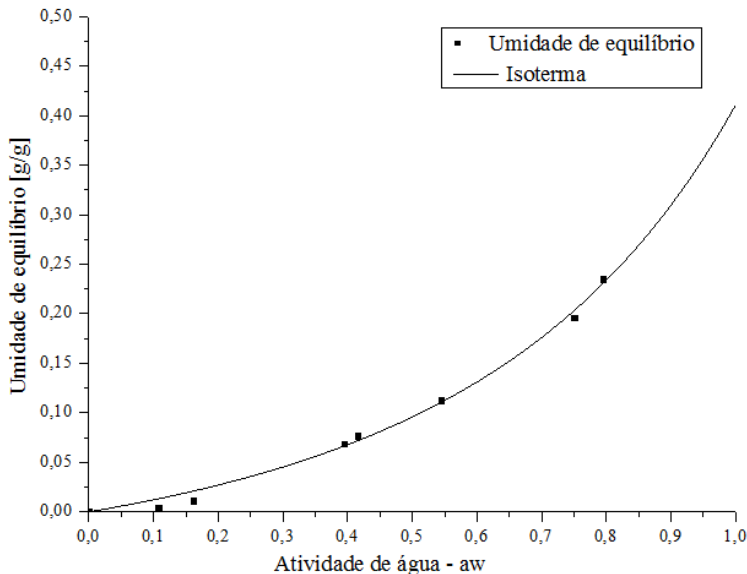
Os dados de umidade de equilíbrio da isoterma de dessorção da polpa de tomate comercial nas diferentes umidades relativas analisadas estão apresentados Tabela 8.

Tabela 8: Umidades de equilíbrio da polpa de tomate nas diferentes umidades relativas analisadas para o processo de dessorção a $70 \text{ }^\circ\text{C}$ e desvio padrão dos dados apresentados.

a_w	Umidade de Equilíbrio [g g^{-1}]
0,1073	$0,0049 \pm 0,0012$
0,1620	$0,0113 \pm 0,0011$
0,3948	$0,0686 \pm 0,0017$
0,4160	$0,0767 \pm 0,0048$
0,5440	$0,1127 \pm 0,0052$
0,7506	$0,1962 \pm 0,0022$
0,7950	$0,2350 \pm 0,0112$

Os modelos de BET e de GAB foram ajustados aos dados experimentais de umidade de equilíbrio para polpa de tomate comercial. A partir dos ajustes foram obtidos os valores dos índices estatísticos RMSE e R^2 para ambos os ajustes. Os valores para o RMSE foram de 0,0124 e 0,0073 e os de R^2 foram de 0,9831 e 0,9951 para os modelos ajustados de BET e de GAB, respectivamente. Com base nos valores estatísticos obtidos, nota-se que o modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais foi o modelo de Guggenheim-Anderson-de-Boer (GAB). Na Figura 18 estão apresentados os dados experimentais e o modelo ajustado.

Figura 18: Dados experimentais da isoterma de desorção de polpa de tomate comercial a 70 °C e ajuste do modelo GAB (—) a estes dados.



Segundo a classificação de Brunauer a isoterma obtida é do tipo III, a qual é assintótica à pressão de saturação. O comportamento obtido por esta isoterma é geralmente encontrado em alimentos ricos em componentes solúveis, como o açúcar. Portanto o comportamento da isoterma de desorção encontrado para a polpa de tomate comercial

a 70 °C está de acordo, pois o principal componente sólido da amostra estudada é o açúcar (RAHMAN, 2009; RAO; RIZVI; DATTA, 2005).

Na Tabela 9 estão apresentados os valores dos parâmetros deste modelo, juntamente com os índices estatísticos utilizados para avaliá-lo.

Conforme pode ser visto na Tabela 9, o modelo de GAB representou de forma concisa os dados experimentais de umidade de equilíbrio da polpa de tomate na dessecção de umidade a 70 °C, obtendo-se um coeficiente de correlação (R^2) superior a 0,990 e RMSE inferior a 0,008.

Tabela 9: Valores dos parâmetros do modelo de GAB para a umidade de equilíbrio de dessecção da polpa de tomate a 70 °C.

Parâmetro	Valor
C_g	0,0635
k_{sm}	0,4969
$X_m [g g^{-1}]$	3,5027
R^2	0,9951
$RMSE$	0,0073

O modelo de GAB permite estimar a umidade da monocamada molecular (X_m) da amostra. Este parâmetro é importante para a preservação dos alimentos desidratados, pois está diretamente relacionada à estabilidade física e química do produto, determinando a sua deterioração (PARK *et al.*, 2008; RAO; RIZVI; DATTA, 2005). O valor encontrado para a umidade da monocamada, X_m , foi de 3,5027 $g g^{-1}$, valor próximo ao encontrado por Camargo, *et al.*, 2010 para isoterma de sorção de fatias de tomate seco obtidas pela secagem convectiva por ar quente e acondicionadas a 25 °C, o qual foi de 3,079 $g g^{-1}$. Valores maiores para o parâmetro X_m indicam uma maior higroscopicidade da amostra estudada. Demarchi *et al.* (2013) construíram a isoterma de dessecção para polpa de tomate, com umidade de 7,697 $g g^{-1}$, a 40 °C e obtiveram uma curva típica de

BET com valores iguais a 0,086 e 0,700 e 1,000 para os parâmetros X_m , C_g e k_{sm} , respectivamente.

4.8 Simulação Numérica da Secagem por CTD

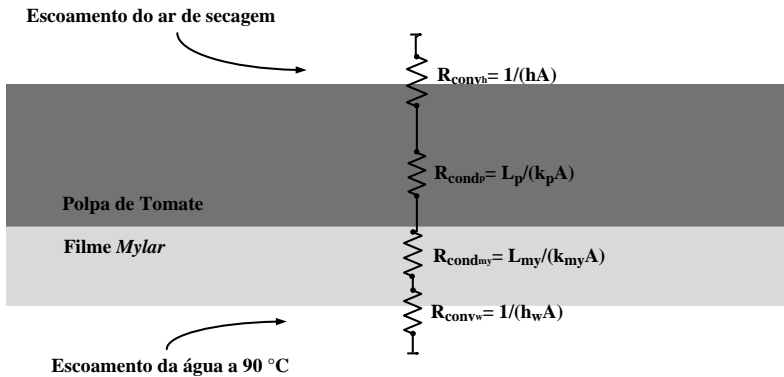
Nesta seção serão apresentados os resultados da simulação do processo de secagem por *Cast-Tape Drying* (CTD) de polpa de tomate comercial com espessura de 2 mm, juntamente com os dados experimentais para validação do modelo proposto.

4.8.1 *Perfil de Temperatura do Mylar® Antes do Início do Processo e Análise das Resistências Térmicas*

A simulação prévia do perfil de temperatura do filme polimérico, antes do início do processo de secagem de polpa de tomate por CTD, resultou em uma diferença máxima de 0,12 °C entre as duas extremidades do Mylar®. Desta forma, ao invés de utilizar uma função para este perfil de temperatura, com variação tão pequena, utilizou-se o valor mínimo, de 90,88 °C, como a temperatura inicial do filme. A utilização de uma função para este perfil ou uma temperatura fixa inicial não interfere no resultado final. Além disso, as incertezas presentes nos instrumentos de medida utilizados para o monitoramento da temperatura são maiores que esta diferença (0,12 °C).

A Figura 19 representa as resistências à transferência de calor presentes no sistema de secagem por CTD.

Figura 19: Esquema representativo das resistências térmicas presentes no processo de secagem por *Cast-Tape Drying*.



Através da análise da Figura 19 com os valores obtidos neste estudo podem ser confirmadas as condições utilizadas no modelo proposto. Utilizando os valores dos coeficientes convectivo e difusivos para o processo (h , k_p , k_{my}) e utilizando valores típicos máximo e mínimo de um coeficiente convectivo para líquidos com convecção forçada (na secagem por CTD: h_w – desconhecido) iguais a $100 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ e $20000 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$, respectivamente (INCROPERA *et al.*, 2008). Foram calculadas as resistências térmicas do processo de secagem de polpa de tomate por CTD, que estão apresentadas na Tabela 10.

Tabela 10: Resistências térmicas presentes no processo de secagem por *Cast Tape-Drying*.

Resistência Térmica	Valor [K W^{-1}]
R_{conv_w}	$0,25 - 5 \times 10^{-5}$
$R_{cond_{my}}$	0,0404
R_{cond_p}	0,0803*
R_{conv_h}	0,4551

*Valor referente ao início do processo de secagem.

Através dos resultados apresentados na Tabela 10 pode-se notar que a resistência térmica à transferência de calor convectiva entre a água e o Mylar[®] é a menor presente no processo estudado se o h_w for maior que $600 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$. Através da análise da condição inicial do equipamento apresentada no início desta seção, pôde-se afirmar que a resistência condutiva no filme polimérico pode ser desprezada. Como a resistência convectiva na interface água - Mylar[®] é da ordem de grandeza da resistência condutiva à condução térmica no Mylar[®] quando h_w é maior que $260 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$, confirma-se a escolha da condição de contorno de igualdade de temperatura entre a água (T_w) e a superfície inferior do Mylar[®] ($T_{my}/_{y=0,25 \text{ mm}}$) durante a secagem.

4.8.2 Parâmetros Utilizados na Modelagem

Os valores dos parâmetros de entrada do modelo, citados na metodologia (seção 3.5.1), e utilizados na simulação do processo de secagem, estão apresentados na Tabela 11.

Tabela 11: Parâmetros de entrada do modelo utilizados na simulação da secagem de popa de tomate comercial por CTD.

Parâmetro	Símbolo	Valor	Unidade	Fonte
Condutividade térmica do Mylar [®]	k_{my}	0,15481	$\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$	DuPont Teijin Films (2015)
Massa específica do Mylar [®]	ρ_{my}	1390,0	kg m^{-3}	DuPont Teijin Films (2015)
Calor específico do Mylar [®]	c_{pmy}	1171,5	$\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$	DuPont Teijin Films (2015)
Espessura do Mylar [®]	h_{my}	$2,5 \cdot 10^{-4}$	m	Experimental - (paquímetro)
Temperatura inicial do Mylar [®]	T_{my_0}	90,95	$^{\circ}\text{C}$	Predição - Seção 3.5.4

Tabela 11: Parâmetros de entrada do modelo utilizados na simulação da secagem de popa de tomate comercial por CTD. (Continuação)

Temperatura do ar de secagem	T_{ar}	54,76	°C	Experimental - Seção 3.3.5
Pressão de saturação da água no ar	$p_{w,ar}^{sat}$	15640	Pa	Calculada - Equação 54
Temperatura inicial da polpa	T_{p_0}	22,3	°C	Experimental - Seção 3.5.4
Umidade inicial da polpa de tomate	X_0	9,1192	$g\ g^{-1}$	Experimental - Seção 3.3.1
Umidade inicial da polpa de tomate em base úmida	X_{bu_0}	$\frac{X_0}{(1 + X_0)}$	$g\ g^{-1}$	Calculada - Equação 7
Massa molar da água	M_w	0,018	$kg\ mol^{-1}$	-
Concentração inicial de água na polpa	$c_{w_{p_0}}$	50405	$mol\ m^{-3}$	Calculada - Equação 56
Comprimento do espalhamento	L	0,3934	m	-
Temperatura do filme na interface polpa- ar de secagem	T_f	60,0	°C	Calculada - Seção 3.3.4
Massa específica do ar a 45 °C	ρ_{ar}	1,0590	$kg\ m^{-3}$	Çengel e Ghajar (2012)
Condutividade térmica do ar a 45 °C	k_{ar}	0,02808	$Wm^{-1}K^{-1}$	Çengel e Ghajar (2012)
Calor específico do ar a 45 °C	$c_{p_{ar}}$	1007	$J\ kg^{-1}K^{-1}$	Çengel e Ghajar (2012)
Difusividade térmica do ar a 45 °C	α_{ar}	$2,632\ 10^{-5}$	$m^2\ s^{-1}$	Çengel e Ghajar (2012)

Tabela 11: Parâmetros de entrada do modelo utilizados na simulação da secagem de popa de tomate comercial por CTD. (Continuação)

Viscosidade dinâmica do ar a 45 °C	μ_{ar}	2008 10^{-5}	$kg\ m^{-1}s^{-1}$	Çengel e Ghajar (2012)
Viscosidade cinemática do ar a 45 °C	ν_{ar}	1,8960 10^{-5}	$m^2\ s^{-1}$	Çengel e Ghajar (2012)
Número de Prandtl do ar de secagem a 45 °C	Pr	0,7202	-	Çengel e Ghajar (2012)
Velocidade média do ar de secagem	v_{ar}	0,52	$m\ s^{-1}$	Experimental - Seção 3.3.6
Difusividade da água no ar ambiente	$D_{w,amb}$	3,1532 10^{-5}	$m^2\ s^{-1}$	Çengel e Ghajar (2012)
Coefficiente convectivo de transferência de calor	h	54,9327	$W\ m^{-2}\ K^{-1}$	Experimental - Seção 3.3.7
Coefficiente convectivo de transferência de calor do ar ambiente	h_{amb}	1,100	$W\ m^{-2}\ K^{-1}$	Calculado – Equação 46
Coefficiente convectivo de transferência de massa	k_c	0,0519	$m\ s^{-1}$	Experimental - Seção 3.3.7
Entalpia de evaporação	ΔH_{evp}	42012	$J\ mol^{-1}$	Çengel e Ghajar (2012)
Atividade de água média do ar de secagem	a_{war}	0,122	-	Experimental - Equação 1

Tabela 11: Parâmetros de entrada do modelo utilizados na simulação da secagem de popa de tomate comercial por CTD. (Continuação)

Concentração média de água no ar de secagem	c_{war}	0,6998	$mol\ m^{-3}$	Calculada – Equação 11
Condutividade térmica da água	k_w	0,6616	$Wm^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Condutividade térmica das cinzas	k_a	0,4134	$Wm^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Condutividade térmica da proteína	k_{pr}	0,2492	$Wm^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Condutividade térmica das fibras	k_{fi}	0,2553	$Wm^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Condutividade térmica dos carboidratos	k_{ca}	0,2773	$Wm^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Condutividade térmica da gordura	k_f	0,0134	$Wm^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Massa específica da água	ρ_w	978,99	$kg\ m^{-3}$	Calculada - Seção 3.5.2
Massa específica das cinzas	ρ_a	2404,16	$kg\ m^{-3}$	Calculada - Seção 3.5.2
Massa específica da proteína	ρ_{pr}	1293,61	$kg\ m^{-3}$	Calculada - Seção 3.5.2
Massa específica das fibras	ρ_{fi}	1055,38	$kg\ m^{-3}$	Calculada - Seção 3.5.2
Massa específica da gordura	ρ_f	896,36	$kg\ m^{-3}$	Calculada - Seção 3.5.2
Massa específica dos carboidratos	ρ_{ca}	1573,49	$kg\ m^{-3}$	Calculada - Seção 3.5.2

Tabela 11: Parâmetros de entrada do modelo utilizados na simulação da secagem de popa de tomate comercial por CTD. (Continuação)

Calor específico da água	c_{pw}	4196,66	$J kg^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Calor específico das cinzas	c_{pa}	1206,83	$J kg^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Calor específico das proteínas	c_{ppr}	2086,39	$J kg^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Calor específico das fibras	c_{pfi}	1951,25	$J kg^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Calor específico da gordura	c_{pf}	2061,29	$J kg^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Calor específico dos carboidratos	c_{pca}	1657,07	$J kg^{-1}K^{-1}$	Calculada - Seção 3.5.2
Fração de cinzas, em base seca	F_a	0,1475	$g g^{-1}$	Calculada - Equação 39
Fração de proteína, em base seca	F_{pr}	0,0092	$g g^{-1}$	Calculada - Equação 39
Fração de fibras, em base seca	F_{fi}	0,0064	$g g^{-1}$	Calculada - Equação 39
Fração de gordura, em base seca	F_f	0,0060	$g g^{-1}$	Calculada - Equação 39
Fração de carboidratos, em base seca	F_{ca}	0,0460	$g g^{-1}$	Calculada - Equação 39
Constante dos gases ideais	R	8,3145	$m^3 Pa mol^{-1}K^{-1}$	Smith, Van Ness e Abott (2007)
Volume da amostra espalhada	V	$7,254 \cdot 10^{-5}$	m^3	Experimental - Equação 35
Massa inicial da polpa	m_0	0,0730	kg	Calculada -

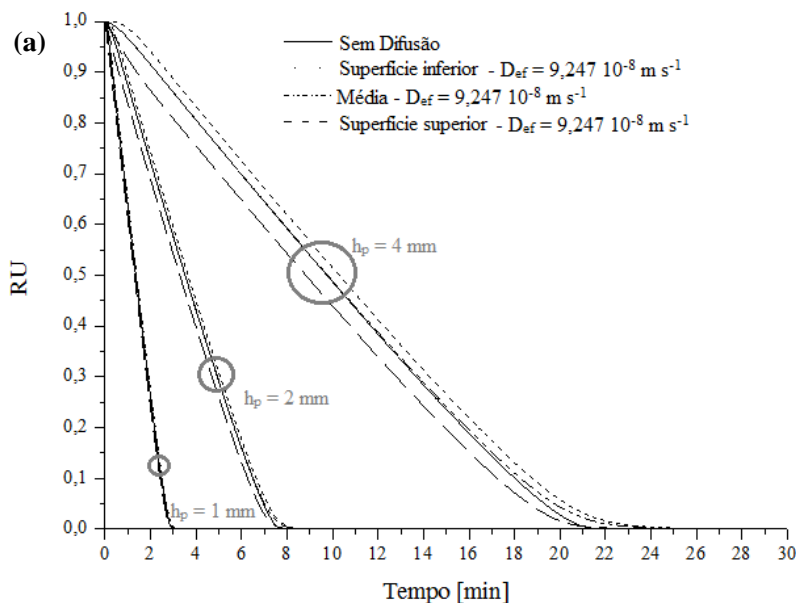
Tabela 11: Parâmetros de entrada do modelo utilizados na simulação da secagem de popa de tomate comercial por CTD. (Continuação)

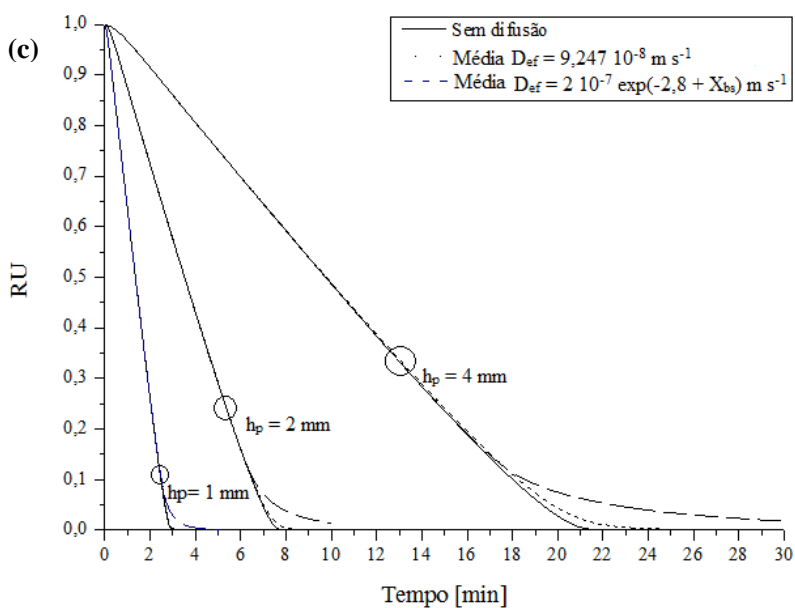
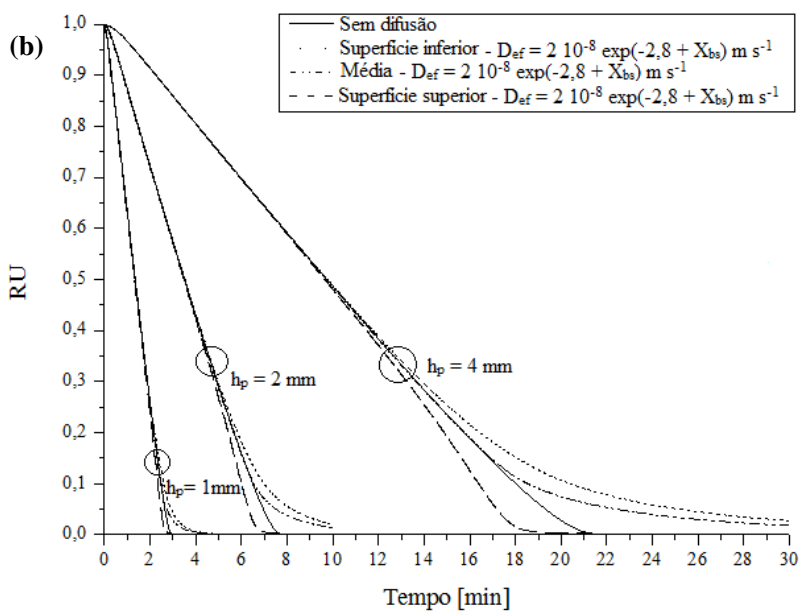
Massa de sólidos secos da amostra	m_{ss}	0,0072	kg	Calculada - Equação 36
Massa específica de sólidos secos	ρ_{ss}	99,493	$kg\ m_{solução}^{-3}$	Calculada - Equação 34
Massa específica inicial da amostra	ρ_{p_0}	1006,8	$kg\ m^{-3}$	Calculada - Equação 10

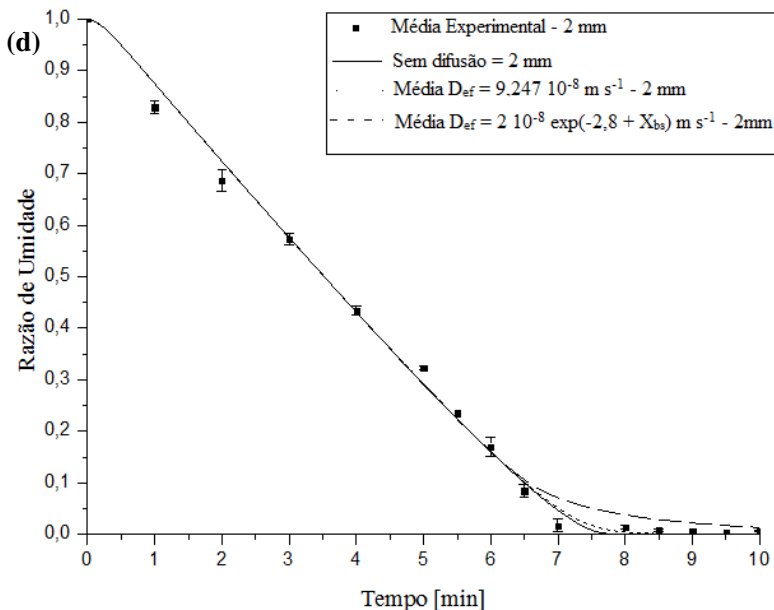
4.8.3 Simulação da Cinética de Secagem de Polpa de Tomate por CTD

A simulação de todos os modelos propostos para o processo de secagem de polpa de tomate comercial por *Cast-Tape Drying*, considerando a difusão da umidade na polpa, com estimativas para a difusividade efetiva apresentadas na seção 3.5.3 com diferentes espessuras de espalhamento estão apresentadas na Figura 20.

Figura 20: Representação gráfica e comparação entre as soluções dos modelos propostos; (a) Sem difusão e com D_{ef} constante e igual à Equação 40, em diferentes espessuras de espalhamento; (b) Sem difusão e com D_{ef} dependente da umidade da polpa (Equação 41), em diferentes espessuras de espalhamento; (c) Sem difusão e valores médios da razão de umidade resultantes para as duas difusividades, em diferentes espessuras de espalhamento; (d) Valores médios experimental e preditos para as duas propostas do coeficiente de difusão, com espessura de espalhamento de 2 mm.







Na Figura 20a e Figura 20b estão apresentadas as razões de umidade médias e das superfícies inferior e superior da polpa para a difusividade da água na polpa constante ($9,247 \times 10^{-8} \text{ m s}^{-1}$) e dependente da umidade da mesma (Equação 41). Nestes gráficos pode-se visualizar que quando utilizada uma espessura de espalhamento da polpa igual a 1 e 2 mm a difusão pode ser desprezada na polpa se o coeficiente de difusão efetivo de umidade na polpa for igual a $9,247 \times 10^{-8} \text{ m s}^{-1}$ (Figura 20a). Porém se D_{ef} for dependente da umidade da amostra e igual à Equação 41 esta simplificação não pode ser feita para nenhuma das espessuras de espalhamento analisadas (Figura 20b). Analisando a Figura 20a e a Figura 20c pode-se concluir que a umidade média das amostras representa de forma coerente o fim da secagem para D_{ef} constante nas espessuras de espalhamento analisadas. O mesmo não pode ser afirmado para a proposta de D_{ef} dependente da umidade da polpa.

Como pode ser observado na Figura 20c, uma pequena variação na espessura do espalhamento, da ordem de 1 mm, é suficiente para

alterar de forma significativa o processo de secagem da polpa de tomate. Por exemplo, um espalhamento com 4 mm de espessura leva cerca de 3 vezes mais tempo que um espalhamento com 2 mm de espessura para atingir o final da secagem. Esta análise também evidencia o controle de espessura obtido nos experimentos realizados, já que as variações dos dados experimentais de umidade não ultrapassaram 4 % da média.

Na Figura 20d são apresentadas todas as umidades médias preditas e a determinada experimentalmente para espessura de espalhamento de 2 mm. Nota-se que até o sexto minuto de secagem todos os modelos predizem bem o comportamento do processo de secagem, porém a partir deste momento nos modelos difusivos a resistência à transferência de massa internamente a polpa passam a comandar a transferência de água no processo. As melhores previsões obtidas foram com os modelos que despreza a difusão de umidade na polpa e com o coeficiente de difusão efetivo constante (Equação 40). Porém a confirmação do melhor modelo para o processo estudado necessita de dados experimentais da secagem da polpa com maior espessura de espalhamento.

Analisando o modelo que negligencia a difusão de umidade na polpa (Figura 20d, sem difusão), o qual resultou na melhor previsão comparada aos dados experimentais obtidos, nota-se que a previsão foi boa, que é confirmado pelos valores estatísticos de RMSE e R^2 que foram iguais a 0,0202 e 0,9970, respectivamente. Esses resultados estatísticos indicam uma boa previsão dos dados experimentais, desta forma, o modelo proposto prediz bem a variação da umidade da amostra durante a secagem por CTD. Desta forma, pode-se afirmar que a secagem de polpa de tomate comercial com espalhamento de 2 mm de espessura em CTD é limitada pela transferência de água externa ao domínio estudado. Assim, todos os resultados que serão apresentados até o final deste estudo referem-se ao modelo proposto sem resistência à difusão de água no interior da polpa.

Jerez, *et al.* (2015), propuseram um modelo difusivo para os dados experimentais de secagem de pedaços de abóbora pelo mesmo processo e encontraram um bom ajuste para o início da curva de secagem da polpa, porém com a evolução do processo, os valores preditos foram superestimados, devido à difusão, mas mesmo assim o modelo proposto pelos autores é aceitável.

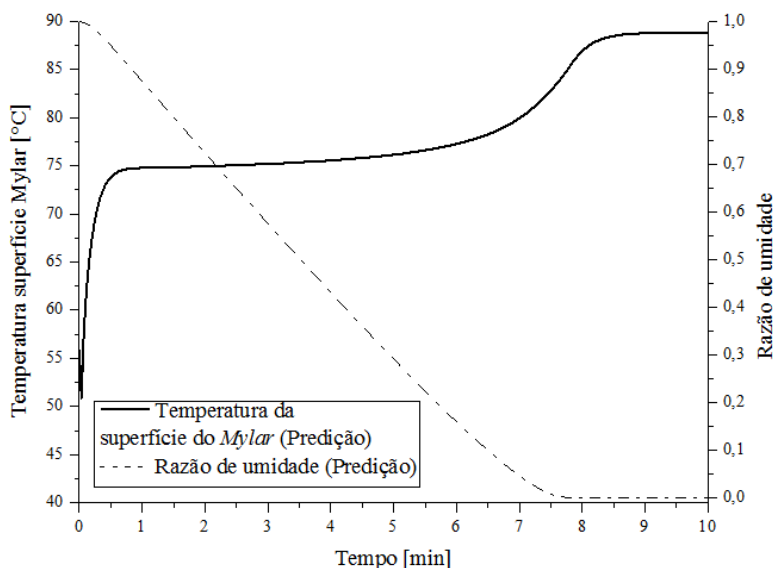
A secagem de lodo biológico por *Drum Dryer* com espessura de 0,47 mm foi simulada e validada por Islam, Thaker e Mujumdar (2007), os quais propuseram um modelo condutivo e difusivo para a transferência de calor e perda de umidade da amostra, respectivamente, e como condições de contorno utilizou transferência convectiva e radiativa de calor e de massa na superfície. Os autores encontraram uma discrepância máxima entre os dados experimentais e preditos de 7 %, sendo que a espessura utilizada para o modelo foi a média da espessura observada experimentalmente. O modelo proposto pelo presente trabalho, para a secagem de polpa de tomate comercial por CTD, a espessura considerada foi igual a inicial e obteve-se uma boa predição para o processo. Sabarez (2012) propôs um modelo muito similar aos dos autores anteriores e, além disso, levou em consideração o encolhimento da amostra de ameixa durante a secagem convectiva e obteve um ótimo ajuste, com coeficiente de determinação (R^2) igual a 0,9951. O modelo proposto no presente trabalho negligenciou o encolhimento da amostra, mas mesmo assim obteve resultados melhores ($R^2 = 0,9970$) para a curva de secagem que os autores anteriormente citados, desta forma se pode afirmar que a variação da espessura da polpa de tomate durante o processo de secagem por CTD, apesar de ser significativa, não influencia tanto nos resultados do modelo. Além disso, as condições de contorno e equações impostas para o modelo predizem muito bem os dados experimentais da umidade da amostra durante o processo, e nota-se, pelos resultados experimentais e simulados que o processo estudado é limitado pela transferência convectiva de massa, na superfície da polpa, assim, um estudo experimental aplicando velocidades maiores para o ar de secagem, aumentando o coeficiente convectivo mássico é interessante para esta secagem, pois pode aumentar a produtividade do processo.

A partir dos dados apresentados nesta seção, nota-se que o modelo que melhor predisse a curva de secagem de polpa de tomate, com espalhamento de 2 mm de espessura, por CTD foi o modelo que negligencia a resistência à transferência de massa internamente à polpa. Assim, optou-se por analisar o restante dos resultados somente para o modelo simplificado. Desta forma, todos os resultados apresentados a partir de agora são referentes a este modelo, que é o modelo proposto para prever a secagem em questão.

4.8.4 Predição da Temperatura da Superfície do Mylar®

O modelo proposto neste estudo envolve os domínios filme polimérico e polpa de tomate, além da influência do ar de secagem, conforme ilustrado na Figura 12. Desta forma a temperatura do Mylar® também foi obtida como resultado da simulação. A evolução temporal da interface Mylar® - polpa está apresentada na Figura 21.

Figura 21: Representação gráfica da temperatura da interface Mylar® - polpa ($y = 0,25 \text{ mm}$) durante o processo de secagem de polpa de tomate por CTD.

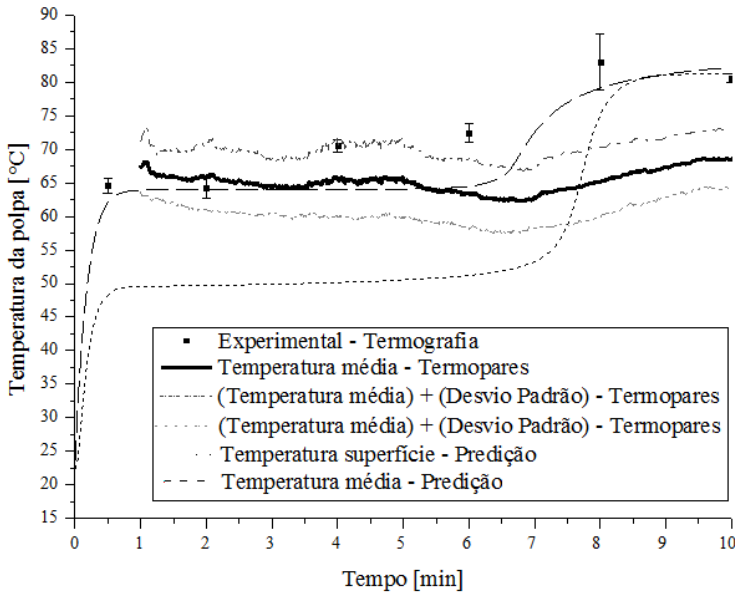


Pelo gráfico apresentado, nota-se que a temperatura da interface em questão permanece em torno de 75 °C durante todo o período de taxa constante de secagem (Figura 14), ou seja, a evaporação da umidade da amostra é suficiente para influenciar também no resfriamento do filme. Este fato é observado pela simulação do processo de secagem de polpa de tomate por CTD, com espessura de espalhamento de 2 mm, e utilizando a consideração de que a amostra está em contato íntimo com o Mylar® durante todo o processo.

4.8.5 Temperatura da Polpa de Tomate

O resultado da simulação gerada pelo modelo proposto, para a secagem de polpa de tomate comercial por CTD, para a predição dos dados de temperatura da polpa e os dados experimentais obtidos com o auxílio de termopares e da câmara termográfica estão apresentados na Figura 22.

Figura 22: Evolução temporal da temperatura média da polpa predita, experimental determinada por termopares, temperatura da superfície da polpa predita e temperatura média experimental determinada através de imagens termográficas.



A solução das equações propostas para a modelagem do processo de secagem por CTD resultou em uma boa predição dos dados experimentais da temperatura média da polpa até os primeiros seis minutos de processo, ou seja, durante a taxa constante de secagem da polpa, quando comparada com os dados obtidos pelos termopares, pois se encontram dentro da variação observada experimentalmente.

Esse período é onde ocorre a maior parte da evaporação da umidade da amostra, pode-se observar pela curva de secagem (Figura 14) que no sétimo minuto de secagem amostra atinge a umidade final de processo, em torno de $0,1500 \text{ g g}^{-1}$. Os resultados preditos ficaram entre 1 a 2 °C abaixo dos valores médios registrados experimentalmente através dos termopares, mas ainda assim dentro dos valores registrados pelos mesmos. O período inicial de aquecimento, previsto pela simulação, não foi possível de ser medido pela limitação da medição experimental com os termopares.

Pode-se notar que a temperatura predita para a polpa se distancia da temperatura experimental determinada pelos termopares, no final da secagem. Este fato ocorre por dois motivos: primeiramente, durante a secagem a espessura da polpa de tomate reduz cerca de dez vezes a sua espessura, como pode ser visualizado Figura 15, e a espessura média dos sensores dos termopares é de $0,932 \pm 0,191 \text{ mm}$, assim, o registro de temperatura obtido é afetado pela temperatura do ar de secagem. Além disso, muitas vezes os termopares se descolam da polpa durante a determinação da temperatura, os dados dos sensores em que, visivelmente, isto ocorreu, foram descartados. Porém há possibilidade de descolamento dos mesmos e assim as temperaturas registradas foram mais baixas, devido à temperatura do ar de secagem. Além disso, a predição da temperatura média resultante da simulação do modelo proposto descreve bem a tendência do aumento da temperatura da polpa ao final da secagem. Por outro lado, o modelo proposto não considera a deformação da polpa durante o processo de secagem, a qual representa uma variação de cerca de 10 vezes. Desta forma, as diferenças observadas entre o a solução do modelo proposto e os dados experimentais podem ser decorrentes do acúmulo destes erros experimentais e das simplificações impostas na discretização.

A temperatura experimental determinada pela câmera termográfica, que também está apresentada na Figura 22, possui comportamento muito similar ao encontrado na solução do modelo proposto por este trabalho, tendo como valores de R^2 e RMSE 0,8327 e 8,0863, respectivamente. Os resultados da simulação estão condizentes com os resultados termográficos no início e no final do processo. Conforme mencionado anteriormente, a câmera termográfica captura também a temperatura dos vapores de água que estão sobre a polpa, que estão sendo perdidos pela mesma. Desta forma, podemos afirmar que as imagens termográficas representam de forma concreta a

temperatura da superfície da polpa no final da secagem, já que a amostra não está mais perdendo umidade. Assim, o modelo proposto por este trabalho prediz de forma confiável a temperatura média da polpa de tomate comercial durante a secagem por *Cast-Tape Drying*. Sendo que a temperatura da polpa no início do processo é mais bem descrito pelos resultados obtidos com o auxílio dos termopares e no final da secagem é representada pelas imagens termográficas, pode-se afirmar que os resultados obtidos pelo modelo proposto descreveram de forma coerente a temperatura média da polpa de tomate durante o processo de secagem por CTD com exaustão.

4.8.6 *Variação das Propriedades Térmicas da Polpa*

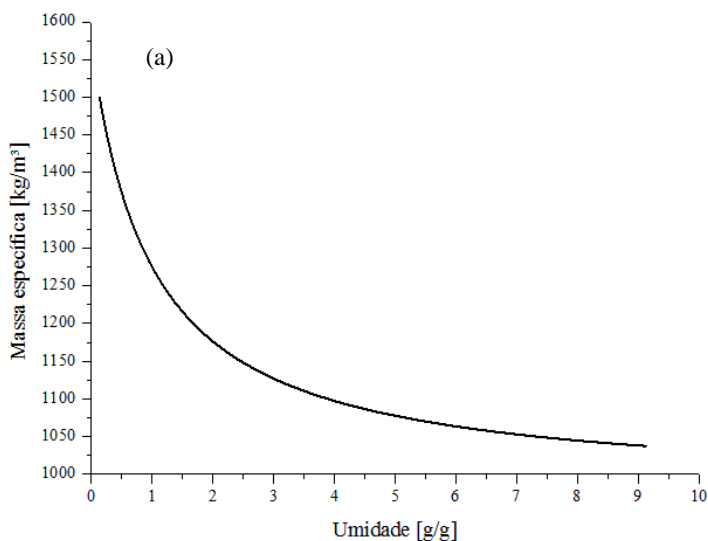
As propriedades térmicas influenciam diretamente o comportamento da temperatura de um produto, e são dependentes da composição e da temperatura em que este se encontra. Desta forma, foram utilizadas correlações para a determinação destas propriedades durante a secagem de polpa de tomate por CTD. As correlações utilizadas levaram em conta apenas a composição da amostra, já que a temperatura da amostra se mantém constante na maior parte do tempo de processo e possui uma variação de aproximadamente 20 °C, variando essas propriedades em menos de 3 %. A temperatura considerada para o cálculo destes coeficientes foi de 65 °C, que é a temperatura média observada na determinação experimental realizada com o auxílio dos termopares.

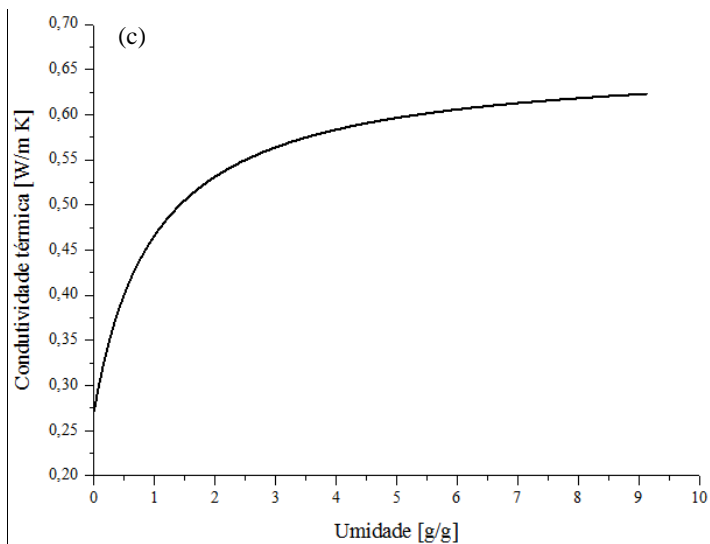
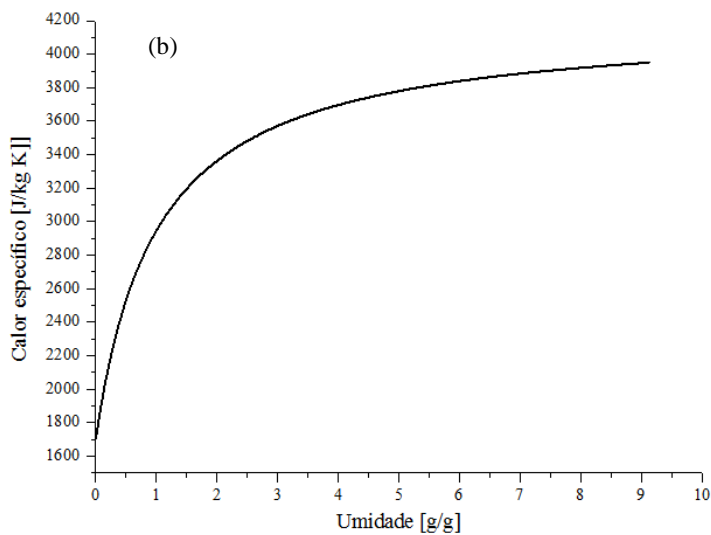
O comportamento das propriedades térmicas da polpa de tomate comercial, obtidas em função de sua umidade e em função do tempo de processo, está apresentado na Figura 23.

A perda de umidade da polpa de tomate durante a secagem por CTD é grande. Assim, as variações das propriedades térmicas da amostra foram altas, como pode ser visto na Figura 23. Sendo que a massa específica teve um aumento de aproximadamente 51 % e o calor específico e a condutividade térmica reduziram em torno de 43 e 56 %, respectivamente, ao longo de todo o processo de secagem estudado. O aumento da condutividade térmica da amostra interfere na sua resistência à transferência de calor, que ao longo da secagem diminui, facilitando a passagem da energia térmica e consequentemente aumentando a temperatura da amostra. Isto ocorre

devido à grande variação que ocorre na composição da polpa, influenciando muito nas propriedades termofísicas da mesma. Por exemplo, a quantidade de água perdida pela amostra é maior que 90 % do total desse componente presente na polpa. Este comportamento das propriedades térmicas é visto em todos os processos de secagem de alimentos, devido ao aumento da concentração de sólidos no mesmo.

Figura 23: Variação das propriedades térmicas da polpa de tomate em função da umidade da amostra, sendo: (a) Massa específica, (b) Calor específico, (c) Condutividade térmica.





Perussello, *et al.* (2013b) avaliaram experimentalmente a variação das propriedades térmicas de yacon (*Smallanthus sonchifolius*) em função de diferentes processos de desidratação osmo-

convectiva e constataram que a composição da amostra influencia muito mais que a temperatura nas propriedades térmicas da mesma. Os autores não observaram tendências para as propriedades em uma variação de 30 °C na temperatura do ar de secagem convectivo. Porém, essas propriedades foram fortemente influenciadas pela variação da umidade.

Desta forma, pode-se afirmar que a predição realizada para a polpa de tomate durante a secagem por CTD foi satisfatória e descreve de forma coerente o que ocorre no processo.

5. CONCLUSÃO

O processo de secagem por *Cast-Tape Drying* para secagem de polpa de tomate apresentou-se como uma alternativa eficiente para o processo, tanto como concentrador como secador, apresentando um tempo de secagem rápido. Além deste estudo, ainda são necessários estudos que caracterizem o produto obtido e confirme seu potencial industrial em relação à manutenção das características sensoriais, físico-químicas e nutritivas da amostra seca. O acompanhamento da temperatura da amostra, através das termografias, durante o processo é uma ferramenta útil para determinação do final da secagem, pois através dela podem-se identificar claramente os estágios da secagem.

Os coeficientes convectivos de transferência de calor e de massa determinados neste estudo foram importantes para a simulação do processo e descreveram bem os fenômenos envolvidos nas transferências convectivas de calor e de massa.

A secagem de polpa de tomate comercial por CTD é regida pela transferência de calor condutivo em seu domínio e convectivo na superfície da polpa. A transferência de massa, na espessura de espalhamento analisada experimentalmente (2 mm), pode ser simplificada desprezando a difusão de umidade na polpa e considerar apenas a transferência de massa convectiva externa. Porém, uma análise experimental mais detalhada é necessária. Por exemplo, com a secagem da polpa com maior espessura de espalhamento, pode-se concretizar a escolha de um dos modelos propostos. Como evidenciado pelas simulações, um aumento na espessura da polpa evidencia o fenômeno difusivo na mesma.

A modelagem matemática proposta foi suficiente na predição das variações de umidade e temperatura da polpa de tomate, com espalhamento de 2 mm, durante a secagem por CTD. Assim, o modelo proposto apresenta-se como uma ferramenta importante e útil para otimização, planejamento e predição deste processo, resultando em redução de custos experimentais e de tempo para obtenção destes resultados. Além disso, a modelagem e simulação de processos dentro da indústria de alimentos são importantes, sendo que a comparação entre diferentes processos pode ser realizada previamente através de simulações, economizando tempo e investimento em alguns casos. O modelo desenvolvido e apresentado neste estudo baseou-se em uma

abordagem teórica e fenomenológica, assim pode ser utilizado para simulação de processos de secagem por *Cast-Tape Drying* de outras polpas de alimentos, baseado na composição centesimal, propriedades termofísicas e parâmetros de transferência de calor e massa da mesma.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Estudo e validação do modelo com maior espessura de espalhamento da polpa;
- Predição e validação do modelo com outras matérias-primas;
- Inclusão da variação de espessura da polpa durante a secagem, com a utilização de recursos de malha móvel;
- Estudo de diferentes velocidades do ar de secagem no coeficiente convectivo de transferência de calor e de massa e no processo de secagem por CTD como um todo;

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABONYI, B. I. Quality Retention in Strawberry and Carrot Purees Dried with *Refractance Window* System. **Journal of Food Science**, v. 67, p. 1051 – 1056, 2002.

ALBATICI, R. et al. Assessment of the thermal emissivity value of building materials using an infrared thermovision technique emissometer. **Energy and Buildings**, v. 66, p.33-40, 2013.

AL-MUHTASEB, A. H.; McMINN, W. A. M.; MAGEE, T. R. A. Moisture Sorption Isotherm Characteristics of Food Products: A Review. **Trans IChemE**. Vol. 80, Part C, P. 118 – 128, June, 2002.

ALVARENGA, M. A. R. **Tomate: Produção em Campo, Casa de Vegetação e Hidroponia**. UFLA, 393 p., 2004.

A.O.A.C. – Association of Official Analytical Chemists. **Official Methods of Analysis**, 18th ed., Gaithersburg, Maryland, 2005.

BEJAN, A.; KRAUS, A. D. **Heat Transfer Handbook**. John Wiley and Sons, Inc., 2003.

BEZERRA, C. V.; SILVA, L. H. M.; CORRÊA, D. F.; RODRIGUES, A. M. C. A modelling study for moisture diffusivities and moisture transfer coefficients in drying of passion fruit peel. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, 85, p. 750 – 755, March, 2015.

BRASIL. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE. **Levantamento Sistemático da Produção Agrícola**. Janeiro, 2015.

BRASIL. Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária – Embrapa. **Cultivo de Tomate para Industrialização**. Janeiro, 2003.

BRASIL. Agência Nacional de Vigilância Sanitária – Anvisa. **Resolução no. 12**, Brasília, 1978.

CAMARGO, G. A.; GRILLO, S. L. M.; MIELI, J.; MORETTI, R. H. Shelf Life of Preheated Dried Tomato. **Food Bioprocess Technology**, v. 3, p. 826 – 833, 2010.

CAPARINO, O. A.; TANG, J.; NINDO, C. I.; SABLANI, S. S.; POWERS, J. R.; FELLMAN, J. K. Effect of drying methods on the physical properties and microstructures of mango (Philippine ‘Carabao’ var.) powder. **Journal of Food Engineering**, v. 11, p. 135 – 148, February, 2012

CASTOLDI, M.; ZOTARELLI, M. F.; DURIGON, A.; CARCIOFI, B. A. M.; LAURINDO, J. B. Production of Tomato Powder by Refractance Window Drying. **Drying Technology**, vol. 33, ed. 12, p. 1463 – 1473, 2014.

CURCIO, S.; AVERSA, M.; CALABRÒ, V.; IORIO, G. Simulation of food drying: FEM analysis and experimental validation. **Journal of Food Engineering**, v. 87, p. 541 – 553, 2008.

CURRENCE, T. M. Tomato breeding. I: Species, origin and botanical characters. **Handbuch der pflanzenzuchtung**, v. 2, p. 351 – 369, 1963.

DATTA, A. K. Porous media approaches to studying simultaneous heat and mass transfer in food processes. II: Property data and representative results. **Journal of Food Engineering**, v. 80, p. 96 – 110, 2007.

DAVIES, J. N.; HOBSON, G. E.; MCGLASSON, W. B. The Constituents of Tomato Fruit: The Influence of Environment, Nutrition, and Genotype. **Critical Reviews in Food Science and Nutrition**, 15:3, p. 205 – 280, 1981.

DEMARCHI, S. M. ; RUIZ, N. A. Q.; MICHELIS, A.; GINER, S.A. Sorption characteristics of rosehip, apple and tomato pulp formulations as determined by gravimetric and hygrometric methods. **Food Science and Technology**, v. 52, p. 21 – 26, 2013.

DINCER, I.; DOST, S. An Analytical Model for Moisture Diffusion in Solid Objects During Drying. **Drying Technology: An International Journal**, v. 13 : 1 -2, p. 425 – 435, 1995.

DOWNING, D. L. **A Complete Course in Canning and Related Processes**. CTI Publications, v. 3, p. 493, 2016.

DUPONT TEIJIN FILMS. Disponível em:
<http://usa.dupontteijinfilms.com/informationcenter/technicalinfo.aspx>.
Acessado em 2015.

FAOSTAT. Food and Agriculture Organization of the United Nations – Statistic Division. Disponível em:<http://faostat3.fao.org> Acessado em janeiro de 2016.

FEYISSA, A. H.; GERNAEY, K. V.; ASHOKKUMAR, S.; ADLER-NISSEN, J. Modelling of coupled heat and mass transfer during a contact baking process. **Journal of Food Engineering**, v. 106, p. 208 – 235, 2011.

FOUST, A. S. **Princípios das Operações Unitárias**. 2a ed., 670 p., LTC, 1982.

FRANCO, T. S.; PERUSSELLO, C. A.; ELLENDERSEN, L. S. N.; MASSON, M. L. Foam mat drying of yacon juice: Experimental analysis and computer simulation. **Journal of Food Engineering**, 158, p. 48 – 57, March, 2015.

GEANKOPLIS, Christie J. **Transport Processes and Separation Processes Principles (Includes Unit Operation) – International Edition**. Pearson Education, Inc, 1026 p., 4th ed., 2003.

GEANKOPLIS, Christie J. **Transport Processes and Unit Operations**. Prentice-Hall International, Inc. 3th ed., 921 p., 1993.

GOULA, A. M.; ADAMPOULOS, K. G. Spray drying of tomato pulp in dehumidified air: I. The effect on product recovery. **Journal of Food Engineering**, vol. 66, p. 25 – 34, 2005

GOULA, Athanasia M.; ADAMOPOUOS, Konstantinos G. Effecto of Maltodextrin Addition during Spray Drying of Tomato Pulp in Dehumidified Air: I. Drying Kinectics and Product Recovery. **Drying Technologie**, 26:6, p. 714 – 725, 2008

HELDMAN, D. R.; LUND, D. B. **Handbook of Food Engineering**. CRC Press, Taylor and Francis Group, 1024 p., 2nd ed., 2007.

IBARZ, A; BARBOSA-CÁNOVAS, G. V. **Unit Operations in Food Engineering**. CRC Press, 873 p., 2003.

IAL. Instituto Adolfo Lutz. **Métodos físico-químicos para análise de alimentos**. São Paulo, 2008.

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P.; BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S. **Fundamentos da Transferência de Calor e de Massa**. LTC, 6ª ed., 643 p., 2008.

ISLAM, R. Md.; THAKER, K. S.; MUJUMDAR, A. S. A Diffusion Model for a Drum Dryer Subjected to Conduction, Convection, and Radiante Heat Input. **Drying Technology: An International Journal**, 25:6, p. 1033 – 1043, 2007.

JANGAM, S. V.; LAW, C. L.; MUJUMDAR, A. S. **Drying of Foods, Vegetables and Fruits**. v.1, 202 p., 2010.

JEREZ, M. J. O.; GULATI, T.; DATTA, A. K.; MARTÍNEZ, C. I. O. Quantitative Understanding of Refractance Window™ Drying. **Food and Bioproducts Processing**, 2015.

KEEY, R. B. **Drying: Principles and Practice**. New Zealand, Pergamon Press, 358 p., First edition, 1972.

KUDRA, T.; MUJUMDAR, A. S. **Advanced Drying Technologies**. CRC Press, Taylor and Francis Group, 2nd ed., 455 p., 2009.

LABUZA, T. P.; KAAANANE, A.; CHEN, J. Y. Effect of Temperature on the Moisture Sorption Isotherms and Water Activity Shift of Two Dehydrated Foods. **Journal of Food Science**. Vol. 50, p. 385 – 391, 1985.

MAGOON, R. E. **Patent No 4,631,837**. USA, 1986.

MOHSENIN, N. N. **Thermal Properties of Foods and Agricultural Materials**. Gordon and Breach Science Publishers, Inc., 407 p., 1980.

MOLINA FILHO, L.; GONÇALVES, A. K. R.; MAURO, M. A.; FRASCARELI, E. C. Moisture sorption isotherms of fresh and blanched pumpkin (*Cucurbita moschata*). **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 31, no. 3, p.714-722, 2011.

MORAES, J. O.; RESKA, A.; LAURINDO, J. B. Espalhamento e secagem de filme de amido-glicerol-fibra preparado por “tape-casting”. **Pesquisa Agropecuária Brasileira**, Brasília, v. 49, p. 136 – 143, fevereiro, 2014.

MOREIRA, Bruno Arantes. **Obtenção de Correlações para a Estimativa do Coeficiente Convectivo de Transferência de Massa para a Geometria Esférica a Partir da Técnica de Sublimação do Naftaleno**. 2010. 64 f.. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2010.

MUJUMDAR, A. S. **Handbook of Industrial Drying**. Marcel Dekker, Inc., 948 p., 1987.

NINDO, C. I.; TANG, J. Refractance Window Dehydration Technology: A Novel Contact Drying Method. **Drying Technology**, v. 25, p. 37 – 48, 2007.

NINDO, C. I.; POWERS, J. R.; TANG, J. Influence of Refractance Window evaporation on quality of juices from small fruits. **LWT – Food Science and Technology**, vol. 40, p. 1000 - 1007, 2007.

NINDO, C. I.; FENG, H.; SHEN, G. Q.; TANG, J; KANG. Energy Utilizations and Microbial Reduction in a New Film Drying System. **Journal of Food Processing Preservation**, 27, p. 117 – 136, January 21, 2003.

OCHOA-MARTÍNEZ, C. I.; QUINTERO, P. T.; AYALA, A. A.; ORTIZ, M. J. Drying characteristics of mango slices using the Refractance Window™ technique. **Journal of Food Engineering**, vol. 109, p. 69 – 75, 2012.

PARK, K. J. B.; PARK, K. J.; CORNEJO, F. E. P.; FABBRO, I. M. Review - Considerações Termodinâmicas das Isotermas. **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, Campina Grande, v. 10, n.1, p. 83 – 94, 2008.

PERUSSELLO, C. A.; KUMAR, C.; CASTILHOS, F.; KARIM, M. A. Heat and mass transfer modeling of the osmo-convective drying of yacon roots (*Smallanthus sonchifolius*). **Applied Thermal Engineering**, 63, p. 23 – 32, october, 2013a.

PERUSSELLO, C. A.; Determination of thermophysical properties of yacon (*Smallanthus sonchifolius*) to be used in a finite element simulation. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 67, p. 1163 – 1169, September, 2013b.

PHOMKONG, W.; SRZEDNICKI, G.; DRISCOLL, R. H. Thermophysical Properties of Stone Fruit. **Drying Technology: An International Journal**, v. 24:2, p. 195 – 200, 2006.

RAHMAN, M. S. **Food Properties Handbook**. CRC Press, Taylor & Francis Group, 2 th ed., 861 p., 2009.

RAHMAN, M. S. **Handbook of Food Preservation**. CRC Press, Taylor and Francis Group, 1068 p., 2nd ed., 2007.

RAO, M. A.; RIZVI, Syed S. H.; DATTA, Ashim K. **Engineering Properties of Foods**. CRC Press, Taylor & Francis Group. 3 th ed, 738 p., 2005.

RAZDAN, M. K.; MATTOO, A. K. **Genetic Improvement of Solanaceous Crops – Volume 2: Tomato**. Science Publishers, 637 p., 2007.

SABAREZ, H. T. Computational modeling of the transport phenomena occurring during convective drying of prunes. **Journal of Food Engineering**, v. 111, p. 279 – 288, 2012

SHARMA, S. K.; LEMAGUER, M.; LIPTAY, A.; POYSA, V. Effect of composition on the rheological properties of tomato thin pulp. **Food Research International**, vol. 29, no. 2, p. 175 – 179, 1996.

SIMAL, S.; FEMENIA, A.; GARCIA-PASCUAL, P.; ROSSELLÓ, C. Simulation of the drying curves of a meat-based product: effect of the external resistance to mass transfer. **Journal of Food Engineering**, v. 58, p. 193 – 199, 2003.

SINGH, R. P.; HELDMAN, D. R. **Introduction to Food Engineering**. Academic Press, 4th ed., 841 p., 2009.

SINGH, R. P.; MEDINA, A. G. **Food Properties and Computer-Aided Engineering of Food Processing Systems**. Kluwer Academic Publishers, 593 p., 1989.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica para Engenharia Química**. LTC, 7ª ed., 626 p., 2007.

SOUZA, Paula Gimenez de. **Produção e Caracterização de açaí (*Euterpe oleracea* Mart.) Desidratado em Pó por *Cast-Tape Drying***. 2015. 143 f.. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2015.

STRUMILLO, C.; KUDRA, T. **Drying: Principles, Applications and Design**. Gordon and Breach Science Publishers, v.3, 448 p., 1986.

VALENTAS, K. J.; ROTSTEIN, E.; SINGH, R. P. **Handbook of Food Engineering Practice**. CRC Press, 698 p., 1997.

VEJA-MERCADO, H.; GÓNGORA-NIETO, M. M.; BARBOSA-CÁNOVAS, G. V. Advances in dehydration of foods. **Journal of Food Engineering**, v. 49, p. 271 – 289, 2009.

VESTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. N. **Introduction to Computational Fluid Dynamics**. Harlow, 2nd ed., 517 p., 2007

ÇENGEL, Y. A.; GHAJAR, A. J. **Transferência de Calor e Massa – Uma abordagem prática**. McGraw Hill, 4^a ed., 902 p., 2012.

ZOTARELLI, M. F.; CARCIOFI, B. A. M.; LAURINDO, J. B. Effect of process variables on the drying rate of mango pulp by Refractance Window. **Food Research International**, vol. 69, p. 410 – 417, 2015.

WANG, N.; BRENNAN, J. G. A Mathematical Model of Simultaneous Heat and Moisture Transfer during Drying of Potato. **Journal of Food Engineering**, v. 24, p. 47 – 60, 1995.

WELTY, J. R.; WICKS, C. E.; WILSON, R. E.; RORRER, G. L. **Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer**. John Wiley and Sons, Inc., 5th ed., 711 p., 2007.

YOUNG, J.F. Humidity Control in the Laboratory Using Salt Solutions – A Review. **Jornal of Applied Chemistry**. Vol. 17, p. 241 – 245, 1967.