



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE DOUTORADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS

**ESTUDO TEÓRICO-EXPERIMENTAL DE SECAGENS
CONTÍNUA E INTERMITENTE DE PEDAÇOS DE MAÇÃ
CORTADOS NA FORMA DE PARALELEPÍPEDO**

Autor: Israel Buriti Galvão

Orientador: Prof. Dr. Wilton Pereira da Silva

Campina Grande, outubro de 2017.

**ESTUDO TEÓRICO-EXPERIMENTAL DE SECAGENS CONTÍNUA E
INTERMITENTE DE PEDAÇOS DE MAÇÃ CORTADOS NA FORMA DE
PARALELEPÍPEDO**

Tese de Doutorado submetida à
Coordenação do Curso de Doutorado em
Engenharia de Processos da
Universidade Federal de Campina
Grande como parte dos requisitos
necessários para a obtenção do título de
Doutor em Engenharia de Processos.

Autor: Israel Buriti Galvão

Orientador: Prof. Dr. Wilton Pereira da Silva

Campina Grande, outubro de 2017.

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

G182e Galvão, Israel Buriti.
Estudo teórico-experimental de secagens contínua e intermitente de pedaços de maçã cortados na forma de paralelepípedo / Israel Buriti Galvão. – Campina Grande, 2017.
144 f. : il. color.

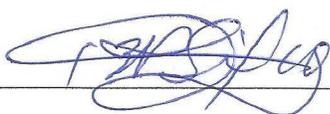
Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2017.
"Orientação: Prof. Dr. Wilton Pereira da Silva".
Referências.

1. Maçã - Secagem. 2. Secagem Intermitente. 3. Secagem Convectiva. 4. Método dos Volumes Finitos. I. Silva, Wilton Pereira da. II. Título.

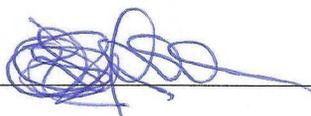
CDU 66.047(043)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE ISRAEL BURITI GALVÃO APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS DO CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE.

Tese de Doutorado **aprovada** em 20 de outubro de 2017



Prof. Dr. Wilton Pereira da Silva – Orientador (UFCG)



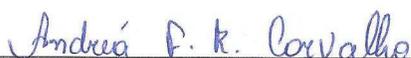
Profª Drª Cleide M. D. P. S. e Silva – Examinadora externa (UFCG)



Profª Drª Kalina Lígia C. de A. F. Aires – Examinadora externa (IFPB)



Prof. Dr. Juarez Everton de Farias Aires – Examinador externo (IFPB)



Profª Drª. Andréa Fernandes R. Carvalho – Examinadora externa (IFCE)



Profª Drª. Célia Maria R. Franco – Examinadora externa (UFCG)

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia de Processos, defendida por Israel Buriti Galvão e aprovada pela banca examinadora em 20 de outubro de 2017.



Prof. Dr. Wilton Pereira da Silva

UAF/CCT/UFCG – Orientador

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho:

À minha avó, Josefa Galvão (*in memoriam*), a força.

À minha filha Luna, o alento.

Aos meus pais, Iranice e Alderir, e ao meu irmão Diego, as referências.

À minha namorada Michelle, a parceira.

AGRADECIMENTOS

A Deus, causa primária de todas as coisas.

À minha avó, Josefa Galvão (*in memoriam*), intensa protagonista em minha empreitada para obtenção de minhas conquistas.

À minha mãe, Iranice Buriti, a maior de todas as guerreiras e apoiadora incondicional de todas as minhas decisões.

Ao meu pai, Alderir Galvão e ao meu irmão Diego, por toda motivação e confiança.

Á minha namorada, Michelle Garcia, pela parceria irreparável.

Ao meu amigo e colega Valdecir Alves, de quem muito me orgulho pela convivência nesse curso e por ter me dado todo o apoio e motivação em nossas viagens alvoradianas durante o período de cumprimento dos créditos exigidos no doutorado.

Aos meus amigos Manassés de Oliveira (o comovido), Denis de Souza (o estóico), Anderson Dantas (o astrônomo), Altamir Souto (o realista), Vicente Cândido (o presente), Jamilton Rodrigues (o bonitão), Bruno Gaião (o amigo) e Amanda Melo (a amiga), pelos momentos de amenidades (muito necessários).

Ao Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima, por ter me dado todas as valiosíssimas orientações iniciais e assim ter possibilitado meu ingresso no doutorado.

Ao meu orientador Prof. Dr. Wilton Pereira da Silva, por sua orientação precisa, enérgica e irrepreensível. Não poderia ser outra pessoa e nem de outra forma. Foi perfeito. Devo diretamente a ele essa conquista.

Aos membros da banca examinadora, Prof. Dr. Juarez Everton de Farias Aires, Prof. Dr^a. Kalina Lígia Cavalcante de Almeida Farias Aires, Prof. Dr^a. Cleide Maria

Diniz Pereira da Silva e Silva, Prof. Dr^a. Andréa Fernandes Rodrigues e Prof. Dr^a. Célia Maria Rufino Franco, pela tão atenta leitura desse trabalho e pelas indispensáveis contribuições.

A todo corpo administrativo e docente da UEPB Campus VIII - Araruna, em particular, aos professores da Coordenação de Engenharia Civil pelo apoio no afastamento para a realização desse trabalho.

À Prof. Dr^a Rossana Maria Feitosa de Figueirêdo, pelo acolhimento no LAPPA, onde consegui, com sua efetiva ajuda, realizar todos os experimentos de secagem contidos nesta tese.

Aos meus amigos e colegas do LAPPA, Aury, Adelino, Francy, Karol, Ana Nery, Marília, Dyego, Jackson, Silas, Dani, Hallyson, João e todos dessa fantástica família.

A todos que de forma direta ou indireta contribuíram para a realização deste trabalho.

“Se o céu que vemos lá em cima
Desabar e cair
Ou as montanhas desmoronarem no mar
Eu não chorarei, eu não chorarei
Não, eu não derramarei uma lágrima
Desde que você fique. Fique comigo.”

Stand By Me
Ben E. King

“Era um rapaz sem importância coletiva;
era apenas um indivíduo.”

Adaptado de L. -F. Céline
L'Église

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.	xiii
LISTA DE TABELAS.	xx
NOMENCLATURA.	xxiii
RESUMO.	xxv
ABSTRACT.	xxvi
CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO.	1
1.1. Justificativa.	2
1.2. Objetivos.	4
1.2.1. Objetivo geral.	4
1.2.2. Objetivos específicos.	5
CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.	6
2.1. Secagem.	6
2.1.1. Modelos de secagem.	7
2.1.1.1. Modelos de difusão.	8
2.1.2. Métodos de secagem.	9
2.1.2.1. Secagem natural.	9
2.1.2.2. Secagem artificial.	10
2.1.2.3. Curvas de secagem de produtos agrícolas.	11
2.1.2.4. Secagem Intermitente.	11
2.2. Desidratação osmótica.	16
2.2.1. Secagem convectiva após desidratação osmótica.	18
2.3. A maçã.	19
2.3.1. Cultivo e produção da maçã.	19
2.3.2. Cultivar Fuji.	21
2.3.2.1. Composição da maçã.	21
CAPÍTULO 3: MATERIAIS E MÉTODOS.	23
3.1. A equação de difusão em coordenadas cartesianas.	23
3.2. Métodos numéricos.	24
3.2.1. Discretização e resolução numérica das equações governantes.	25
3.2.2. Valor médio da grandeza estudada.	33

3.2.3. Determinação dos coeficientes Γ^Φ nas interfaces dos volumes de controle.	34
3.2.4. Intermitência com o modelo difusivo	36
3.2.5. Intermitência com o modelo de Page.	37
3.3. Métodos experimentais.	38
3.3.1. Local de realização dos experimentos.	38
3.3.2. Matéria-prima e equipamentos.	38
3.3.3. Experimentos de secagens contínua e intermitentes realizados.	41
3.3.4. Pré-tratamento osmótico.	43
CAPÍTULO 4: RESULTADOS E DISCUSSÕES.	46
4.1. Validação do programa em FORTRAN.	46
4.1.1. Validação utilizando condição de contorno do primeiro tipo.	47
4.1.2. Validação utilizando condição de contorno do terceiro tipo.	50
4.1.3. Testes de consistência para a solução numérica.	52
4.1.3.1. Testes de consistência: vértices.	53
4.1.3.2. Testes de consistência: volumes no centro de cada face.	59
4.1.4. Testes de coerência para a solução numérica.	63
4.1.5. Teste de simetria.	65
4.2. Descrição das cinéticas de secagem contínua e intermitente.	68
4.2.1. Secagem contínua e intermitente de maçã fresca.	69
4.2.2. Descrição das cinéticas de secagens contínua e intermitente por modelo empírico (Page).	73
4.2.2.1. Resultados obtidos para as cinéticas de secagem contínua pelo modelo de Page.	73
4.2.2.2. Resultados obtidos para as cinéticas de secagem intermitente pelo modelo de Page.	75
4.2.2.3. Comparação entre os métodos de secagem contínua e intermitente.	78
4.2.3. Secagem contínua e intermitente de maçã pré-tratada osmoticamente.	81
4.2.4. Descrição das cinéticas de secagens contínua e intermitente por modelos de difusão.	85
4.2.4.1. Resultados obtidos usando-se o modelo 1.	86
4.2.4.2. Resultados obtidos usando-se o modelo 2.	90
4.2.4.3. Comparação entre modelos 1 e 2.	96

4.2.5. Distribuição de erros.	99
4.2.5.1. Distribuição de erros usando o modelo de Page.	99
4.2.5.2. Distribuição de erros pelo modelo 1.	101
4.2.5.3. Distribuição de erros pelo modelo 2.	102
4.2.6. Resultados adicionais e discussões.	103
4.2.6.1. Cinéticas a partir do tempo efetivo de operação.	104
4.2.6.2. Comparação entre os métodos de secagem contínua e intermitente (modelo difusivo)	106
4.2.6.3. Análise na distribuição de água durante os processos.	109
CAPÍTULO 5: CONCLUSÕES.	113
5.1. Sugestões para trabalhos futuros.	115
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.	116
APÊNDICE A.	129
A1. Resultados experimentais.	129

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: (a) Volume de controle interno; (b) orientação da malha tridimensional. Fonte: Silva (2007)	26
Figura 3.2: Volumes de controle de fronteira.	29
Figura 3.3: Paralelepípedo indicando os comprimentos das arestas, L_x , L_y e L_z	34
Figura 3.4: (a) Volumes de controle adjacentes com interfaces em comum; (b) Plano horizontal passando pelos pontos nodais W e P dos volumes de controle adjacentes; (c) Destaque e reposicionamento do plano horizontal para análise.	35
Figura 3.5: Divisão do tempo de um ciclo de intermitência.	36
Figura 3.6: Exemplares de maçãs Fuji utilizadas nos experimentos.	38
Figura 3.7: Cortador de legumes utilizado.	39
Figura 3.8: Maçãs em forma de paralelepípedo.	39
Figura 3.9: Estufa utilizada.	40
Figura 3.10: Dessecador.	40
Figura 3.11: Paquímetro digital.	41
Figura 3.12: Balança digital de precisão.	41
Figura 3.13: Refratômetro.	43
Figura 3.14: Incubadora refrigerada com agitação utilizada para a desidratação osmótica.	44
Figura 3.15: Erlenmeyers no interior da incubadora contendo amostras e solução.	44
Figura 4.1: Valores médios da quantidade de água para a solução analítica.	48
Figura 4.2: Valores médios da quantidade de água para a solução numérica.	49
Figura 4.3: Superposição dos valores médios da quantidade de água para as soluções analítica e numérica.	49
Figura 4.4: Superposição dos valores médios da quantidade de água para as soluções analítica e numérica.	51
Figura 4.5: Paralelepípedo discretizado, malha de $7 \times 7 \times 7$ volumes de controle.	52
Figura 4.6: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (1,1,1)	53
Figura 4.7: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (7,1,1)	54
Figura 4.8: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle	

(7,1,7)	54
Figura 4.9: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle	
(1,1,7)	54
Figura 4.10: Superposição dos transientes da quantidade de água nos volumes de controle localizados nos vértices inferiores.	55
Figura 4.11: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle	
(1,7,1)	56
Figura 4.12: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle	
(7,7,1)	56
Figura 4.13: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle	
(7,7,7)	57
Figura 4.14: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle	
(1,7,7)	57
Figura 4.15: Superposição dos transientes da quantidade de água nos volumes de controle localizados nos vértices superiores.	58
Figura 4.16: Superposição da quantidade de água nos volumes de controle localizados no centro das faces leste e oeste.	59
Figura 4.17: Superposição da quantidade de água nos volumes de controle localizados no centro das faces norte e sul.	60
Figura 4.18: Superposição da quantidade de água nos volumes de controle localizados no centro das faces frente e atrás.	61
Figura 4.19: Superposição dos valores de QA nos volumes de controle VC(3,5,3) e VC(5,5,3)	62
Figura 4.20: Comportamento da quantidade de água nos volumes de controle V1, V2, V3 e V4.	64
Figura 4.21: (a) Domínio computacional; (b) destaque do octante a ser removido; (c) domínio restante após a remoção do octante (Fonte: AIRES, 2016); (d) octante removido.	65
Figura 4.22: Cinética da quantidade média de água para o paralelepípedo completo, malha com $20 \times 20 \times 20$ VC.	66
Figura 4.23: Cinética da quantidade média de água usando a simetria, malha com $10 \times 10 \times 10$ volumes de controle.	67
Figura 4.24: Superposição das cinéticas da quantidade de água obtidas sem	

e com o uso da simetria.	67
Figura 4.25: Cinética de secagem contínua das amostras frescas a 50 °C.	70
Figura 4.26: Cinética de secagem contínua das amostras frescas a 70 °C.	70
Figura 4.27: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 15$ min a 50 °C.	71
Figura 4.28: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 15$ min a 70 °C.	71
Figura 4.29: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 30$ min a 50 °C.	71
Figura 4.30: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 30$ min a 70 °C.	72
Figura 4.31: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 60$ min a 50 °C.	72
Figura 4.32: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 60$ min a 70 °C.	72
Figura 4.33: Cinética de secagem contínua a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	74
Figura 4.34: Cinética de secagem contínua a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	74
Figura 4.35: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	76
Figura 4.36: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 30$ min a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	76
Figura 4.37: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 60$ min a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	76
Figura 4.38: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	77
Figura 4.39: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 30$ min a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	77
Figura 4.40: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 60$ min a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.	78
Figura 4.41: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo	

efetivo de operação, a 50 °C.	79
Figura 4.42: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.	79
Figura 4.43: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 30$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C.	80
Figura 4.44: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 30$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.	80
Figura 4.45: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 60$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C.	80
Figura 4.46: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 60$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.	81
Figura 4.47: Cinética de secagem contínua das amostras pré-tratadas osmoticamente a 50 °C.	83
Figura 4.48: Cinética de secagem contínua das amostras pré-tratadas osmoticamente a 70 °C.	83
Figura 4.49: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C.	84
Figura 4.50: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C.	84
Figura 4.51: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C.	84
Figura 4.52: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C.	85
Figura 4.53: Cinética de secagem contínua a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.	87
Figura 4.54: Cinética de secagem contínua a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.	87
Figura 4.55: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C das	

amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.	89
Figura 4.56: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.	89
Figura 4.57: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.	89
Figura 4.58: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.	90
Figura 4.59: Cinética de secagem contínua a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	92
Figura 4.60: Cinética de secagem contínua a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	93
Figura 4.61: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	94
Figura 4.62: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	94
Figura 4.63: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	95
Figura 4.64: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	95
Figura 4.65: Superposição entre as cinéticas de secagem contínua a 50 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.	96
Figura 4.66: Superposição entre as cinéticas de secagem contínua a 70 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.	96
Figura 4.67: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.	97
Figura 4.68: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.	97
Figura 4.69: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os	

modelos 1, 2 e experimentalmente.	98
Figura 4.70: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.	98
Figura 4.71: Distribuição de erro para secagem contínua utilizando o modelo de Page: (a) 50 °C; (b) 70 °C.	99
Figura 4.72: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 50 °C utilizando-se o modelo de Page: (a) $t_{in} = 15$ min; (b) $t_{in} = 30$ min; (c) $t_{in} = 60$ min.	100
Figura 4.73: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 70 °C utilizando-se o modelo de Page: (a) $t_{in} = 15$ min; (b) $t_{in} = 30$ min; (c) $t_{in} = 60$ min.	100
Figura 4.74: Distribuição de erro para secagem contínua utilizando-se o modelo 1: (a) 50 °C; (b) 70 °C.	101
Figura 4.75: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 50 °C utilizando-se o modelo 1: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.	101
Figura 4.76: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 70 °C utilizando-se o modelo 1: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.	102
Figura 4.77: Distribuição de erro para secagem contínua utilizando o modelo 2: (a) 50 °C; (b) 70 °C.	102
Figura 4.78: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 50 °C utilizando o modelo 2: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.	103
Figura 4.79: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 70 °C utilizando o modelo 2: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.	103
Figura 4.80: Cinética de secagem intermitente (tempo efetivo de operação) com $t_{in} = 10$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	105
Figura 4.81: Cinética de secagem intermitente (tempo efetivo de operação) com $t_{in} = 15$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	105
Figura 4.82: Cinética de secagem intermitente (tempo efetivo de operação) com $t_{in} = 10$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	105
Figura 4.83: Cinética de secagem intermitente (tempo efetivo de operação) com	

$t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.	106
Figura 4.84: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 10$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C.	107
Figura 4.85: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C.	107
Figura 4.86: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 10$ min) sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.	108
Figura 4.87: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.	108
Figura 4.88: Malha utilizada para a obtenção das distribuições de água nas amostras de maçã.	109
Figura 4.89: Distribuição de quantidade de água nos paralelepípedos de maçã nos instantes (a) 1, (b) 5, (c) 20, (d) 50 e (e) 90 minutos a partir do início da secagem contínua de maçã pré-tratada osmoticamente a 70°C.	110
Figura 4.90: Distribuição de umidade durante um período de têmpera da secagem intermitente de maçã pré-tratada osmoticamente com $t_{in} = 10$ min a 70°C nos instantes (a) 10, (b) 14, (c) 18, (d) 22, (e) 26 e (f) 30 minutos.	111
Figura 4.91: Distribuição de umidade durante um período de têmpera da secagem intermitente de maçã pré-tratada osmoticamente com $t_{in} = 15$ min a 70°C nos instantes (a) 15, (b) 21, (c) 27, (d) 33, (e) 39 e (f) 45 minutos.	111

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Composição da maçã Fuji por 100g.	22
Tabela 3.1: Notação para os tipos de volumes de controle externos.	29
Tabela 4.1: Dimensões do corpo de prova.	47
Tabela 4.2: Cinética da DO realizada a 40 °Brix e 40 °C.	47
Tabela 4.3: Quantidade média de água em função do tempo para as soluções analítica e numérica com condição de contorno do primeiro tipo, erro relativo.	50
Tabela 4.4: Quantidade média de água em função do tempo para as soluções analítica e numérica com condição de contorno do terceiro tipo e erro relativo.	51
Tabela 4.5: Notação para os volumes de controle.	52
Tabela 4.6: Notação para os volumes de controle aos vértices inferiores.	53
Tabela 4.7: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos vértices inferiores em oito instantes distintos.	55
Tabela 4.8: Notação para os volumes de controle aos vértices superiores.	56
Tabela 4.9: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos vértices superiores em oito instantes distintos.	58
Tabela 4.10: Centro das faces.	59
Tabela 4.11: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos centros das faces leste e oeste em oito instantes distintos.	60
Tabela 4.12: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos centros das faces norte e sul em oito instantes distintos.	61
Tabela 4.13: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos centros das faces norte e sul em oito instantes distintos.	62
Tabela 4.14: Quantidade de água nos volumes de controle VC(3,5,3) e VC(5,5,3) em oito instantes de tempo.	63
Tabela 4.15: Volumes de controle usados no teste de coerência.	63
Tabela 4.16: Valores de QA nos volumes de controle V1, V2, V3 e V4.	64
Tabela 4.17: Valores de (\overline{QA}) em oito instantes distintos.	68
Tabela 4.18: Condições e dados das secagens a 50 °C (maçã fresca)	69
Tabela 4.19: Condições e dados das secagens a 70 °C (maçã fresca)	69
Tabela 4.20: Parâmetros obtidos para as cinéticas de secagem contínua para o	

modelo de Page.	73
Tabela 4.21: Parâmetros obtidos para as cinéticas de secagem intermitente a 50 °C para o modelo de Page.	75
Tabela 4.22: Parâmetros obtidos para as cinéticas de secagem intermitente a 70 °C para o modelo de Page.	75
Tabela 4.23: Condições e dados das secagens a 50 °C (maçã pré-tratada osmoticamente)	82
Tabela 4.24: Condições e dados das secagens a 70 °C (maçã pré-tratada osmoticamente)	82
Tabela 4.25: Parâmetros de processo obtidos para a secagem contínua através do modelo 1.	86
Tabela 4.26: Parâmetros de processo obtidos para a secagem intermitente através do modelo 1.	88
Tabela 4.27: Números de Biot obtidos para a secagem intermitente através do modelo 1.	88
Tabela 4.28: Valores dos parâmetros de ajuste do modelo linear de L_x^* , L_y^* e L_z^* em função de \bar{X}^*	91
Tabela 4.29: Valores iniciais e expressões para as dimensões das amostras em função do teor de umidade adimensional.	91
Tabela 4.30: Parâmetros de processo obtidos para a secagem contínua através do modelo 2.	92
Tabela 4.31: Parâmetros de processo obtidos para a secagem intermitente através do modelo 2.	93
Tabela 4.32: Parâmetros de processo obtidos para a secagem intermitente (considerando-se apenas o tempo efetivo de operação) através do modelo 2.	104
Tabela A1: Dados da secagem contínua de maçãs para $T = 50$ °C.	129
Tabela A2: Dados da secagem contínua de maçãs para $T = 70$ °C.	130
Tabela A3: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 50$ °C e $t_{in} = 15$ min.	130
Tabela A4: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 70$ °C e $t_{in} = 15$ min.	131
Tabela A5: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 50$ °C e	

$t_{in} = 30 \text{ min.}$	132
Tabela A6: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ e	
$t_{in} = 30 \text{ min.}$	134
Tabela A7: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ e	
$t_{in} = 60 \text{ min.}$	135
Tabela A8: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ e	
$t_{in} = 60 \text{ min.}$	136
Tabela A9: Dados da secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente	
para $T = 50 \text{ }^\circ\text{C.}$	137
Tabela A10: Dados da secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente	
para $T = 70 \text{ }^\circ\text{C.}$	138
Tabela A11: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente	
para $T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ e $t_{in} = 10 \text{ min.}$	138
Tabela A12: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente	
para $T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ e $t_{in} = 15 \text{ min.}$	140
Tabela A13: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente	
para $T = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ e $t_{in} = 10 \text{ min.}$	141
Tabela A14: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente	
para $T = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ e $t_{in} = 15 \text{ min.}$	143

NOMENCLATURA

Letras Latinas

$A_P, A_P^0, A_E, A_W, A_N, A_S, A_F, A_B$ - Coeficientes da equação de difusão discretizada.

B - Termo independente de Φ na equação de difusão discretizada.

D - Difusividade efetiva de massa.

h - Coeficiente de transferência convectiva de massa.

h_{in} - Coeficiente de transferência convectiva de massa dentro do secador.

h_{out} - Coeficiente de transferência convectiva de massa fora do secador.

k_1, k_2, k_3, k_4 - Constantes arbitrárias.

$L_x, L_y, L_z, L_x^*, L_y^*, L_z^*$ - Dimensões do paralelepípedo no sentido de cada eixo coordenado e seus respectivos adimensionais.

m - Massa.

m_s - Massa seca.

N_x, N_y, N_z - Número de subdivisões em cada eixo coordenado.

\overline{QA} - Quantidade média de água na DO.

\overline{QA}_{eq} - Quantidade de equilíbrio média de água na DO.

\overline{QA}_0 - Quantidade inicial média de água na DO.

S - Termo fonte.

R^2 - Coeficiente de determinação.

t - Tempo.

t_{in} - Tempo da amostra dentro do secador.

t_{out} - Tempo da amostra fora do secador.

T - Temperatura.

T_{abs} - Temperatura absoluta.

V - Volume.

V_{ijk} - Volume do volume de controle na posição (i, j, k) .

\vec{v} - Vetor velocidade do meio.

X - Teor de umidade (local) em base seca.

\bar{X}^* - Teor de umidade média adimensional do produto.

\bar{X} - Teor de umidade médio do produto em base seca.

X_{eq} - Teor de umidade de equilíbrio do produto em base seca.

X_0 - Teor de umidade inicial do produto em base seca.

Letras gregas

α - Razão de intermitência.

Δ - Variação.

∇ - Operador nabla.

Φ - Variável dependente de interesse.

$\bar{\Phi}$ - Valor médio da variável dependente de interesse.

$\Phi_P, \Phi_P^0, \Phi_E, \Phi_W, \Phi_N, \Phi_S, \Phi_F, \Phi_B$ - Valores da variável dependente nos pontos nodais nas equações discretizadas.

Φ_∞ - Valor de equilíbrio da grandeza Φ .

Φ_0 - Valor inicial da grandeza Φ .

$\Phi_e, \Phi_w, \Phi_n, \Phi_s, \Phi_f, \Phi_b$ - Valor da grandeza Φ em seus respectivos contornos.

$\phi''_e, \phi''_w, \phi''_n, \phi''_s, \phi''_f, \phi''_b$ - Fluxo da grandeza Φ em seus respectivos contornos.

Φ_{ijk} - Valor da grandeza Φ no volume de controle na posição (i, j, k) .

λ - Coeficiente de transporte.

Γ^Φ - Coeficiente de transporte relativo à variável Φ .

Γ_e^Φ - Coeficiente de transporte na interface leste.

Γ_w^Φ - Coeficiente de transporte na interface oeste.

Γ_n^Φ - Coeficiente de transporte na interface norte.

Γ_s^Φ - Coeficiente de transporte na interface sul.

Γ_f^Φ - Coeficiente de transporte na interface frontal.

Γ_b^Φ - Coeficiente de transporte na interface traseira.

Γ_{eq}^Φ - Coeficiente de transporte para as interfaces adjacentes.

RESUMO

O presente trabalho teve como objetivo realizar um estudo da secagem contínua e intermitente de pedaços de maçã fresca e pré-tratada osmoticamente, cortados na forma de paralelepípedo, utilizando modelos empíricos e difusivos na descrição da cinética desses processos. Para o modelo de difusão, foram pressupostos parâmetros termos-físicos e dimensões variáveis. Foi realizada uma revisão bibliográfica sobre o tema, detalhamento dos materiais e métodos utilizados, a validação e testes do *solver* em FORTRAN tridimensional desenvolvido através do método dos volumes finitos, com uma formulação totalmente implícita. Foram feitos experimentos utilizando uma incubadora refrigerada com agitação para a realização da desidratação osmótica a fim de preparar as amostras para as secagens subseqüentes. As secagens foram realizadas em uma estufa com circulação de ar nas temperaturas de 50 e 70 °C, para secagens contínuas e intermitentes das maçãs (com razão de intermitência de 2/3 e períodos de têmpera de 30 min; 60 min; e 120 min com os frutos frescos, e têmperas de 20 min e 30 min para os frutos pré-tratados osmoticamente). Os resultados das cinéticas das secagens, estimativas de parâmetros relativos às frutas estudadas, mostraram-se compatíveis com a literatura. A temperaturas e os períodos de têmpera utilizados influenciaram significativamente as cinéticas de teor de umidade, assim como os valores dos parâmetros de processo, determinados por otimização para todas as configurações experimentadas. Este trabalho também trata sobre o impacto da secagem intermitente sobre a economia de energia.

Palavras-chave: Maçãs, paralelepípedo, Page, secagem intermitente, secagem convectiva, método dos volumes finitos.

ABSTRACT

The present work had as objective to make a study of the continuous and intermittent drying of fresh and osmotically pre-treated of apple pieces cut in form of parallelepiped, using both empirical and diffusive models to description of the kinetics of the processes. For the diffusion model, thermo-physical parameters and variable dimensions were assumed. A bibliographic review was done on the subject, details of the materials and methods used, the validation and testing of the in three-dimensional FORTRAN solver developed using the finite volume method, with a fully implicit formulation. Experiments were done using a freezer shaker incubator for the osmotic dehydration in order to prepare the samples for subsequent drying. The drying was realized in an oven with air circulation at temperatures of 50 and 70 ° C, for continuous and intermittent drying of the apples (with intermittent ratio of 2/3 and tempering periods of 30 min, 60 min and 120 min for the fresh fruits, and tempers of 20 min and 30 min for osmotically pretreated fruits). The results of drying kinetics, estimates of parameters related to the fruits studied, were compatible with the literature. At the temperatures and the tempering periods used, they significantly influenced the kinetics of the moisture content, as well as the values of the process parameters determined by optimization for all configurations. Here also is shown the impact of intermittent drying on the energy saving and how the intermittent drying change for the better the product quallity is shown.

Keywords: Apples, parallelepiped, Page, intermittent drying, convective drying, finite volume method.

CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO

Estudos da *Food and Agriculture Organization of the United Nations* (FAO, 2011) indicaram um grande aumento no desperdício de alimentos pelo mundo. Tal crescimento é acarretado pelo crescimento da cultura de frutas nos países do mundo, necessário devido ao aumento da população e assim da demanda de consumidores. Por outro lado, o crescimento da fruticultura também tem contribuído positivamente nas áreas de desenvolvimento social e econômico estimulando a contratação de mão de obra, diminuindo o êxodo rural e o desemprego (ALVES, 2011).

Em particular, o desperdício de frutas vem ocorrendo, durante o período que vai da cultura até o consumidor final. Infelizmente, isso acontece graças a danos físicos, químicos ou biológicos causados por falta de um planejamento apropriado de produção. O alto custo de técnicas de pós-colheita, tais como embalagem, manuseio, armazenamento e transporte, têm contribuído para grandes perdas (RODRIGUES, 2015).

A maçã (*Malus domestica*) é uma fruta proveniente da árvore macieira, da família *Rosaceae*. É originada da região do Cáucaso, cadeia de montanhas da Ásia e leste da China. A maçã é um dos quatro frutos mais consumidos no mundo, sendo usada principalmente fresca, em forma de suco concentrado, de vinagre, desidratada e em bebidas fermentadas, a exemplo da sidra. É uma fruta rica em fenóis, substâncias pécticas e celulose, que juntamente com a lignina constituem a fibra (PETRI e LEITE, 2008).

A secagem é um processo pelo qual se retira água de produtos constituídos por materiais porosos, sendo muito importante em diversos setores de produção, em especial no armazenamento de alimentos. Alguns autores consideram que o transporte de água pode ocorrer na forma de líquido e/ou vapor dependendo de alguns fatores, tais como teor de umidade, temperatura e tipo do produto, porém outros consideram somente a difusão líquida (LIMA, 1999; NASCIMENTO, 2002; LIMA et al., 2004). O estudo da secagem torna-se especialmente importante no caso de existirem poucas informações sobre o comportamento do material submetido às diferentes condições de secagem. Com efeito, a partir do conhecimento dessas informações, as cinéticas de

secagem e o ajuste de equações serão mais precisos para o entendimento do fenômeno de transferência de massa (FARIAS, 2011).

O presente estudo propõe a aplicação de uma solução numérica tridimensional da equação de difusão em coordenadas cartesianas para descrever o processo de secagem contínua e intermitente de maçãs cortadas na forma de paralelepípedos, pressupondo a condição de contorno de terceiro tipo. Tal solução foi também aplicada para a determinação dos parâmetros termo-físicos relativos ao processo, a partir de dados experimentais por meio de um otimizador. Neste trabalho também foram explicitados os critérios, mecanismos e procedimentos que foram adotados visando o cumprimento dos objetivos delineados.

1.1. Justificativa

Sabe-se que a secagem é um recurso, entre outros, que prolonga a vida de prateleira de vários produtos agrícolas, evitando perdas (SILVA et al., 2008). Contudo, a secagem contínua pode acarretar a perda de qualidade do produto seco em comparação com o produto fresco (ALIBAS, 2012). Além disso, a secagem contínua é um método de preservação muito caro, principalmente devido ao elevado calor latente de vaporização da água (SILVA et al., 2013). Outro ponto que acarreta elevados custos à secagem contínua são os elevados gradientes de teor de umidade no interior do produto durante o processo. Assim, quanto mais baixos forem os gradientes de umidade dentro do produto, mais fácil é remover a água de seu interior. Logo, como não é possível modificar significativamente ou arbitrariamente o calor latente de vaporização da água, pode-se tentar modificar os gradientes do teor de umidade durante o processo (SILVA et al., 2015).

A secagem intermitente tem produzido bons resultados, minimizando vários efeitos adversos da secagem contínua, alguns mencionados acima: (1) a qualidade final do produto (KUMAR et al., 2014) e (2) o custo de produção (YANG et al., 2013). A fim de compreender se a secagem intermitente é um método de conservação dos produtos agrícolas superior à secagem contínua destes produtos, alguns modelos de secagem são propostos neste trabalho, e serão usados para descrever tais processos. No caso intermitente, vários autores eliminam o período de têmpera e empregam modelos

empíricos para descrever a cinética de secagem (SILVA et al., 2015). Contudo, este trabalho se propõe a considerar o período de têmpera como uma fase do processo de secagem.

Os modelos empíricos são eficientes para descrever a cinética de secagem, sendo notória a economia do tempo de processamento e, conseqüentemente, a economia de energia (ZHU et al., 2010). No entanto, os modelos empíricos são incapazes de explicar a melhoria da qualidade do produto final em comparação com o produto obtido pela secagem contínua, pois descrevem a perda de umidade apenas como um todo, não localmente. A fim de explicar isso, modelos mais complexos são necessários, tais como os modelos de difusão. Dois grupos de modelos de difusão estão disponíveis na literatura: um grupo envolvendo soluções analíticas da equação de difusão e outro grupo de modelos que envolvem soluções numéricas. Apesar das soluções numéricas serem muito eficientes para descrever os processos de difusão, raramente são vistas na literatura para descrever o processo de secagem intermitente, embora alguns artigos sejam encontrados (SILVA et al., 2016).

Para a descrição da secagem intermitente, uma busca na literatura indica que, predominantemente, soluções analíticas são usadas para modelar o processo (CIHAN e ECE, 2001; NISHIYAMA et al., 2006; DONG et al., 2009; YANG et al., 2013; GOLMOHAMMADI et al., 2014). Apesar desta predominância, soluções analíticas da equação de difusão apresentam várias limitações que são difíceis de serem contornadas ou eliminadas. Uma dessas limitações está na dificuldade de considerar a difusividade efetiva de massa com valor variável, em função do teor de umidade local. Outra dificuldade é que a maior parte das soluções analíticas disponíveis na literatura pressupõe teor de umidade inicial uniforme. Além disso, a maioria das soluções analíticas disponíveis consideram apenas um valor constante para o coeficiente de transferência convectivo de massa (SILVA et al., 2015).

Devido à natureza da secagem intermitente, pelo menos dois valores para o coeficiente de transferência convectivo de massa são necessários para descrever o processo se o período de têmpera não for eliminado: um deles quando o produto está dentro do secador (submetido ao ar quente) e outro quando o produto está fora (normalmente colocado dentro de um dessecador). Em diversos trabalhos, esta dificuldade é contornada considerando-se o coeficiente de transferência convectivo de

massa igual a zero quando o produto está fora do secador (NISHIYAMA et al., 2006; CARMO et al., 2012; GOLMOHAMMADI et al., 2014; MUNSON-MCGEE, 2014; SILVA et al., 2015). Para este caso, considera-se que apesar das mudanças de distribuição de umidade ao longo do tempo, a umidade média não se altera durante o período de têmpera. No entanto, várias experiências têm indicado que os produtos continuam a perder um pouco de umidade, mesmo para esta situação física.

Outra dificuldade para usar soluções analíticas para descrever secagem intermitente é o fato de que, em geral, tais soluções consideram o volume com um valor constante para o produto. No entanto, no caso de secagem de frutas, o encolhimento é tão grande que não deve ser ignorado. Diante desse cenário, as principais justificativas deste trabalho são definidas a seguir.

A fim de investigar a influência do tempo de têmpera nas características de secagem, este trabalho propõe modelos de difusão, usando uma solução numérica para a equação de difusão para descrever as secagens, contínua e intermitente, de maçã cortada em forma de paralelepípedo. O modelo considera a difusividade efetiva de massa como uma propriedade variável, dada como uma função do teor de umidade local. Além disso, o coeficiente de transferência convectiva de massa assume dois valores: um quando o produto está dentro do secador e outro quando ele está fora. Ademais, o encolhimento deve ser incluído no modelo. Para o estudo de caso, produção de maçãs secas, foram realizadas experiências e descrição das secagens contínua e intermitente de maçãs cortadas em forma de paralelepípedo, usando os modelos propostos.

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo geral

Esta pesquisa tem como objetivo geral estudar as secagens contínua e intermitente de pedaços de maçã, com e sem tratamento osmótico, cortados na forma de paralelepípedo, pressupondo parâmetros termo-físicos e dimensões variáveis.

1.2.2. Objetivos específicos

- Realizar experimentos de secagem de pedaços maçã, cortados na forma de paralelepípedo, em diversas condições operacionais, isto é, com diferentes períodos de têmpera e temperaturas, com os frutos frescos e pré-tratados osmoticamente;
- Descrever as cinéticas de secagens contínua e intermitente de maçã fresca utilizando modelo empírico (Page);
- Usar o método dos volumes finitos com uma formulação totalmente implícita para obter uma solução numérica tridimensional da equação de difusão para a geometria escolhida, pressupondo condição de contorno do terceiro tipo, para descrever as secagens contínua e intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente;
- Criar *solvers* em FORTRAN, para obter as soluções numéricas;
- Usar um otimizador baseado no método dos mínimos quadrados (algoritmo de Levenberg-Marquardt) acoplado ao *solver* criado, visando à determinação, a partir de dados experimentais, dos valores dos parâmetros termo-físicos inerentes aos fenômenos de difusão de massa que ocorrem durante as secagens contínua e intermitente;
- Comparar os resultados das simulações numéricas com os resultados experimentais;
- Predizer a distribuição de água no interior dos pedaços de maçã, em instantes previamente estipulados, bem como as cinéticas de perda de água, utilizando-se de modelos matemáticos a serem desenvolvidos;
- Estudar os efeitos das considerações adotadas nos diversos modelos, sobre os coeficientes de transporte;
- Obter correlações matemáticas para os coeficientes de difusão de massa e de transferência convectiva de massa, como função das condições do processo de secagem e dimensões do sólido.

CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O presente capítulo apresenta uma revisão geral sobre secagem, métodos de secagem de produtos agrícolas, processos de secagem contínua e intermitente, além de uma abordagem sobre o produto utilizado nesta pesquisa, a maçã.

2.1. Secagem

Chamamos de secagem ao processo de eliminação de líquido (comumente água) de um meio poroso, geralmente considerado sólido, e que envolve fenômenos físicos diversos, como transferência de calor e massa, movimento e variações dimensionais; se trata de uma etapa muito importante em diversos setores de produção, abrangendo diversas áreas da atividade humana, como, por exemplo, o armazenamento de alimentos (LIMA et al., 2004).

A vida útil pós-colheita da maioria dos produtos agrícolas é muito curta, principalmente, no caso de frutos, quando são colhidos maduros e estocados sob condições ambientais de temperatura e de teor de água próprio dos produtos, o que acarreta ao produto uma alta perecibilidade. Neste sentido, a comercialização de frutas frescas está restrita à sua época de safra, conseqüentemente, surge a necessidade de processá-las para que possam abastecer o mercado consumidor no período de entressafra (MELO, 2012).

Uma das técnicas de processamento de produtos agrícolas e, em particular, de frutas, que pode ser utilizada para disponibilizar o produto durante a entressafra é a secagem. Neste processo o produto obtido tem o armazenamento prolongado com maior estabilidade e vida útil, podendo o consumidor ter acesso ao mesmo durante o ano todo (RODRIGUES et al., 2005; ALEXANDRE et al., 2007).

A secagem, além de ser utilizada como método de conservação, reduzindo a deterioração e perdas do valor comercial, resulta ainda em uma transformação do produto, agregando valor e dando origem a uma nova opção no mercado. Ademais, a secagem permite que o produto obtido tenha maior vida de prateleira devido à redução da atividade de água, além de proporcionar uma redução no custo do transporte e armazenamento em razão de uma maior leveza e compactação, combinadas com os

efeitos benéficos da estabilidade microbiológica e química dos alimentos (FELLOWS, 2006).

Durante o processo de secagem, os sólidos sofrem variações nas suas características químicas, físicas e biológicas (no caso de produtos agrícolas), que dependendo da intensidade desses efeitos, pode ocasionar perdas ou inutilizações de suas funções. Por exemplo, nos produtos agrícolas, as características químicas, estruturais, e aspectos comerciais podem ser drasticamente alterados (LIMA, 1999).

O controle do processo de secagem e o conhecimento do mecanismo da migração de água são fundamentais, uma vez que, com dados de simulação e/ou experimentais, podem-se obter condições ótimas para o processo, minimizando as perdas do produto e o consumo de energia (ALMEIDA, 2003).

2.1.1. Modelos de secagem

O processo de secagem é bastante complexo. A cinética de secagem convectiva de um produto depende de vários fatores tais como a velocidade do ar quente, teores de umidade inicial e final, umidade relativa do ar, temperatura, dimensões, forma, composição, superfície externa, intermitência, pressão e porosidade, dentre outros fatores. Assim, é mais simples definir modelos com uns poucos parâmetros que representem, de uma forma ou de outra, todos os fatores que influenciam o processo. Modelar matematicamente tal processo tem sido foco de intensas pesquisas há décadas. Os modelos levam, geralmente, em consideração as propriedades termo-físicas, cinética de secagem e balanço de massa e energia do secador. Dependendo da espessura da camada do material estudado, estes modelos podem ser classificados como modelos de secagem em camada fina ou em camada espessa (LIMA et al., 2004).

O desenvolvimento de modelos matemáticos que descrevam o processo de secagem tem sido objeto de estudo de muitos pesquisadores por décadas. Na tentativa de correlacionar dados experimentais da secagem de cada material particular a um modelo, tem sido apresentada uma gama de modelos que possibilitam a obtenção da cinética de secagem de cada produto em particular. Os vários modelos, propostos para descrever a perda de umidade durante o processo de secagem, podem ser divididos em (RICARDEZ et al., 2005; OLEK e WERES, 2007):

- Modelos empíricos e semi-empíricos;
- Modelos difusivos;
- Modelos baseados na termodinâmica do não-equilíbrio.

Os modelos empíricos consistem em uma correlação direta entre o teor de umidade do produto e o tempo do processo de secagem, enquanto que os modelos semi-empíricos têm como base a hipótese da validade da Lei de Newton de resfriamento, na qual é assumido que a taxa de secagem é proporcional à diferença entre o teor de umidade do material e seu respectivo teor de umidade de equilíbrio, para as condições de secagem especificadas (MARTINAZZO et al., 2007). Quando se aplica esta Lei, presume-se que as condições sejam isotérmicas e que a resistência à transferência de umidade se restrinja apenas à superfície do produto (BROOKER et al., 1992).

Os modelos difusivos baseiam-se na difusão de líquido e/ou vapor no interior do produto. Esses modelos podem descrever as taxas de transferência de calor e massa em função da posição dentro do sólido e do tempo de secagem e podem levar em consideração as resistências aos fluxos de calor e massa externos e internos. Uma vez que alguns dos modelos difusivos são baseados na segunda Lei de Fick (Equação 2.1), esses modelos não são rigorosamente representativos dos diversos mecanismos que prevalecem no transporte de água em produtos agrícolas. Além disso, a difusividade varia conforme mudam as condições de secagem (temperatura e velocidade do ar), ou seja, não é intrínseca ao material, nesse sentido, convencionou-se chamá-la de difusividade efetiva (MORAIS et al., 2013).

Os modelos baseados na termodinâmica do não-equilíbrio assumem basicamente a validade das relações de reciprocidade de Onsanger, o princípio de Curie, e a existência de um equilíbrio termodinâmico local no interior do produto (LIMA, 1999).

2.1.1.1. Modelos de difusão

A difusão líquida é definida como sendo um processo físico de natureza aleatória no qual as heterogeneidades de concentração tendem a se reduzir. Em um

sólido homogêneo, a difusão de massa equivale ao transporte de átomos e de moléculas no interior do sólido, alcançando a posição de equilíbrio estável (SILVA, 2009).

A Segunda Lei de Fick estabelece que o fluxo de massa por unidade de área é proporcional ao gradiente de concentração de água, ou seja, a equação da difusão de massa no regime transiente, sem geração de massa, pode ser expressa por

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \nabla \cdot (D \nabla X) \quad (2.1)$$

onde X é o teor de umidade no sólido (em base seca), D é a difusividade e t o tempo.

A ideia de difusão líquida como único mecanismo de transporte de umidade tem sido criticada. Apresenta, constantemente, diferenças consideráveis entre os resultados experimentais e teóricos, que podem ser atribuídas à consideração do coeficiente de difusão constante, à condições de contorno inadequadas, ao encolhimento do material, e também o fato de que a forma do corpo e fenômeno acoplado de calor e massa não são considerados (LIMA, 1999).

2.1.2. Métodos de secagem

Os métodos de secagem podem ser classificados quanto aos equipamentos utilizados. Assim, tem-se dois tipos de método de secagem: natural ou artificial. O método artificial classifica-se também quanto à periodicidade no fornecimento de calor (contínuo ou intermitente) (GARCIA et al., 2004). A seguir, será tratado cada método.

2.1.2.1. Secagem natural

A secagem natural é definida como sendo o método que utiliza as condições ambientais para realização do processo de remoção de água. Como um exemplo imediato, tem-se a secagem solar tradicional, que consiste em expor o produto a céu aberto em condições ambientais normais (PARK, et al., 2007). A secagem por exposição ao sol é um dos métodos mais antigos para a conservação de alimentos como

frutas, grãos e vegetais. É um método de secagem de baixo custo e não necessita de mão de obra especializada (BELESSIOTIS e DELYANNIS, 2011).

O problema deste método é o condicionamento da secagem às condições climáticas, o que acaba tornando-o um método não adequado quando se trata de grandes volumes de produtos, que resulta na perda do controle do processo e em queda no rendimento (SILVA, 1996). Ademais, na secagem a céu aberto, o produto está sujeito à ação de pragas ou insetos; logo, a qualidade do produto é comprometida, surgindo então a necessidade da criação dos secadores solares e das *greenhouses*, para se ter algum controle sobre a qualidade do produto final (CREMONEZ, 2016).

2.1.2.2. Secagem artificial

Define-se secagem artificial como sendo o processo de secagem com interferência da ação humana a fim de acelerar ou otimizar o processo através de recursos não-naturais e/ou controlados. Como exemplos, seguem (FIOREZE, 2004):

- Secagem com ar quente: o ar ambiente é aquecido, direta ou indiretamente, e então passa pelo produto; o ar quente cede energia ao produto ao mesmo tempo em que retira água na forma de vapor.
- Secador em contato com uma superfície quente: neste caso, a energia passa da superfície quente ao produto por condução, secando-o, e o vapor de água sai do secador em virtude da diferença de densidade.
- Secagem a vácuo: em alguns produtos a temperatura não pode ser elevada, principalmente para evitar a degradação de vitaminas. Assim, esses produtos necessitam secar em baixas temperaturas, reduzindo-se a pressão do ar ambiente em que se encontra o produto, o que torna possível a vaporização da água mesmo nessas condições de baixas temperaturas.
- Secagem a frio ou Liofilização: neste processo a água no interior do produto é congelada e a pressão do ambiente em que se encontra tal produto é reduzida. A água passa diretamente do estado sólido para vapor (sublimação) e a água é transportada para o meio externo, na forma de vapor.

O processo de secagem artificial ainda pode se dar de duas formas diferentes em relação à forma de exposição à fonte de calor, a saber, de forma contínua ou intermitente. Milman (2002) descreveu a secagem contínua como sendo um método artificial que consiste na ação contínua do ar aquecido sobre um produto a fim de remover sua umidade. O calor é mantido até que o teor de umidade do produto atinja o valor desejado ou de equilíbrio.

2.1.2.3. Curvas de secagem de produtos agrícolas

São utilizados diversos modelos matemáticos para, descrever ou simular, as curvas de secagem de produtos agrícolas. A seguir, são apresentadas algumas das equações empíricas mais usadas para esse propósito. Tais equações relacionam o teor de umidade, \bar{X}^* , com o tempo de secagem, t (CORRÊA, et al., 2007):

$$\text{Thompson} \rightarrow \bar{X}^* = \frac{\exp\left(-k_1 - \sqrt{k_1^2 + 4k_2t}\right)}{2k_2} \quad (2.2)$$

$$\text{Page} \rightarrow \bar{X}^* = \exp(-k_1 t^{k_2}) \quad (2.3)$$

$$\text{Dois termos} \rightarrow \bar{X}^* = k_1 \exp(-k_2 t) + k_3 \exp(-k_4 t) \quad (2.4)$$

$$\text{Exp. de dois termos} \rightarrow \bar{X}^* = k_1 \exp(-k_2 t) + (1 - k_1) \exp(-k_1 k_2 t) \quad (2.5)$$

$$\text{Aprox. da difusão} \rightarrow \bar{X}^* = k_1 \exp(-k_2 t) + (1 - k_1) \exp(-k_2 k_3 t) \quad (2.6)$$

$$\text{Midilli} \rightarrow \bar{X}^* = k_1 \exp(-k_2 t^n) + k_3 t \quad (2.7)$$

onde, k_1 , k_2 , k_3 e k_4 denotam constantes arbitrárias de cada modelo.

Apesar da grande importância e utilidade da secagem contínua, um maior foco será dado à secagem intermitente, um dos temas centrais deste trabalho.

2.1.2.4. Secagem Intermitente

A secagem intermitente pode ser realizada controlando-se as condições operacionais em ciclos, o que pode ser alcançado através da variação da velocidade do ar de secagem, temperatura do ar, umidade ou pressão envolvidos no processo. Uma variável também pode ser o modo de entrada de energia, como por exemplo, convecção, condução, radiação ou microondas, para atingir a intermitência. Uma mesma quantidade

de energia fornecida em todo o processo de secagem pode comprometer a qualidade do produto, como degradação e danos causados pelo calor à superfície (ZEKI, 2009) e o desperdício de energia térmica. Isto ocorre porque na última fase da secagem, a velocidade com que a mesma ocorre diminui, já que as amostras não contêm mais umidade suficiente para ser removida pelo simples oferecimento de calor. As superfícies das amostras tornam-se secas para as fases posteriores de secagem e a utilização constante de alta temperatura do ar compromete a qualidade do produto secado com o surgimento de degradação e danos. A estratégia de utilização de intermitência oferece tempo para que ocorra a transferência da umidade ainda no centro da amostra para a sua superfície durante o período de têmpera. Portanto, a queda da qualidade e danos causados pelo calor podem ser minimizados através da utilização da secagem intermitente (KUMAR et al., 2014).

Segundo Kumar et al. (2014), considerando-se como t_{in} o tempo de exposição do produto à fonte de calor, t_{out} o tempo em que o produto passa fora do secador (período de têmpera), e $(t_{in} + t_{out})$ o tempo total de um ciclo, define-se a razão de intermitência da uma secagem intermitente (α) como sendo a razão entre o de período de têmpera e o tempo total de um ciclo, ou seja,

$$\alpha = \frac{t_{out}}{t_{in} + t_{out}}. \quad (2.8)$$

Note que, se $t_{out} = 0$, então $\alpha = 0$, ou seja, a secagem será contínua, e portanto, a secagem é um caso particular da secagem intermitente. Para os demais casos de intermitência, $t_{out} \neq 0$ e, conseqüentemente, $\alpha \neq 0$. Alguns autores, a exemplo de Cihan e Ece (2001), Chua et al. (2003) e Abraham et al. (2016), definem a razão de intermitência como sendo $t_{in}/(t_{in} + t_{out})$. Neste caso, tem-se $\alpha = 1$ para o caso da secagem contínua, ou seja, com $t_{out} = 0$. Porém a definição dada por Kumar et al. (2014), representada pela Equação (2.8), é mais consistente devido à atribuição da intermitência ao tempo de têmpera.

Na literatura, os subscritos utilizados são “on” e “off”, por se tratarem de estratégias que consistem em ligar e desligar a fonte de calor, porém, neste trabalho a substituição dos mesmos por “in” e “out”, respectivamente, se deu pelo fato do produto

ser colocado e retirado do secador, sem necessariamente ser realizado o desligamento do aparelho.

Recentemente, Silva et al. (2015), realizaram a secagem intermitente de bananas inteiras utilizando ar quente, com uma razão de intermitência (1/2), para tempos de intermitência de 30, 60 e 120 minutos. Usando o modelo de Peleg, observaram que oito horas de secagem contínua foram equivalentes a quatro horas de processo descontínuo com 1h de intermitência. Ademais, com o mesmo modelo, determinaram uma expressão para a taxa de secagem e concluíram que o processo descontínuo aumenta o valor dessa taxa. Observaram, ainda, que na secagem intermitente, o produto é submetido a estresses menores.

A secagem intermitente pode ser realizada de muitas formas, a mais comum é a intermitência em que se muda as condições do ar de secagem (CHIN e LAW, 2010). Nos últimos anos, a intermitência de entrada combinada, por exemplo, com o uso de microondas e radiofrequência em conjunto com o calor convectivo têm sido aplicados (SCHÖSSLER et al., 2012).

Cada tipo de intermitência afeta a qualidade do produto e eficiência energética à sua própria maneira. Logo, a intermitência não deve ser escolhida de forma arbitrária, em vez disso, tem de ser selecionada de acordo com a física envolvida no método de secagem em questão. Caso contrário, a eficiência energética ideal e a qualidade que se deseja do produto não serão atingidos. O tipo de secagem intermitente deve ser escolhido com base nas transferências de calor e de massa envolvidas no processo de secagem e nas propriedades do material do produto a ser seco (KUMAR et al., 2014).

A secagem intermitente diminui o tempo efetivo de secagem utilizando o ar quente, portanto, reduz o consumo de energia (PUTRANO et al., 2011). Ademais, o tipo mais comum de intermitência investigado até agora é o do “on/off”, onde a fonte de calor está ligada e é periodicamente desabilitada, daí a economia de energia. Contudo, vale ressaltar que, neste trabalho a investigação se dará através da retirada alternada das amostras (“in/out”), agregando ao modelo ainda mais fidelidade à realidade e, possivelmente, diminuindo ainda mais o gasto de energia.

A secagem intermitente é um método eficaz para melhorar a taxa de secagem, melhorando a qualidade do produto e reduzindo o consumo de energia por unidade de

massa de umidade removida. Porém, ainda há falta de compreensão da evolução da temperatura e umidade ao longo do processo de secagem intermitente. É necessária uma modelagem adequada e uma pesquisa intensiva para entender melhor o processo. Novos estudos experimentais e teóricos são necessários para estabelecer uma estratégia de implementação deste método para uma melhor eficiência energética e qualidade do produto (KUMAR et al., 2014).

Outra grande vantagem da secagem intermitente é a tendência de uniformidade da umidade nas amostras durante o período de têmpera. Uma investigação experimental da secagem do bolo de olivas, realizada por Jumah et al. (2007), mostrou que, um maior período de têmpera resulta em uma maior homogeneidade da umidade, maior quantidade de água retirada em cada período de secagem ativo e, conseqüentemente, uma utilização de energia mais eficiente.

Em vez de aplicar intermitência durante todo o período de secagem, apenas um ou dois períodos de têmpera também tem sido testados. Holowaty et al. (2012) conseguiram a redução no consumo de energia durante a secagem dos ramos de ervamate quando um ou dois períodos de têmpera foram aplicados. Seus resultados mostraram que a secagem com um e dois períodos de têmpera pode economizar um tempo de 15 min e 30 min em comparação com a secagem contínua, respectivamente, para se atingir o mesmo teor de umidade no produto nos dois casos. Eles relataram uma economia de energia de 10%, com a aplicação de um período de têmpera de 15 min após 15 min de secagem nas suas experiências. Aplicando apenas um ou dois períodos de têmpera, os resultados de economia de energia foram mais baixos em comparação com a aplicação da intermitência em todo o período de secagem. Esta estratégia diminui de forma significativa o tempo de secagem total, o que pode ser útil para alguns produtos.

Zhu et al. (2010) estudaram os efeitos de três condições operacionais do processo de secagem de maçãs: a temperatura da superfície do produto, espessura da fatia e o tempo de secagem, sobre o branqueamento e a desidratação. As fatias de maçã foram expostas simultaneamente ao infravermelho para branqueamento e a desidratação com aquecimento intermitente. Análises físico-químicas foram realizadas e as amostras desidratadas intermitentemente apresentaram melhor qualidade ao final do processo.

Madamba e Yabes (2005) estudaram a secagem intermitente do arroz em casca. O estudo que foi realizado teve como objetivo determinar a melhor combinação da temperatura do ar de secagem, da velocidade do ar e do tempo de têmpera. Após a secagem, os autores constataram a alta recuperação do produto depois da moagem, menor tempo de secagem, maior dureza do grão, maior taxa de germinação em relação à secagem contínua, alto grau de brancura e baixa incidência de grãos rachados e/ou trincados. Para tal, foram usadas temperaturas do ar de secagem entre 35 °C a 55 °C. A velocidade do ar de secagem afetou significativamente a dureza do grão e diminuiu o tempo de têmpera em 5%. As condições ótimas de secagem intermitente de arroz em casca foram obtidas usando a temperatura do ar de secagem de 45 °C e um tempo de têmpera de 120 min.

O processo de secagem intermitente também foi utilizado na secagem de peras por Silva, V. et al. (2014). Os autores compararam os resultados experimentais obtidos com os oferecidos por um modelo de difusão baseado na Lei de Fick, assumindo uma condição de contorno convectiva, que permitiu a determinação de um coeficiente de difusão e do coeficiente de transferência de massa sobre a superfície da fruta. Observaram uma boa concordância entre o modelo matemático e os dados experimentais obtidos. Como consequência, mostraram que a condição de contorno do terceiro tipo na superfície é fisicamente mais consistente do que a da hipótese de concentração de equilíbrio aplicada à superfície em qualquer instante, que é muitas vezes adotada em muitos trabalhos sobre cinética de secagem de produtos biológicos. As soluções das equações de difusão foram utilizadas para modelar o procedimento de secagem descontínua e mostrou-se que é possível desenvolver uma estratégia de economia de energia neste tipo de processo de secagem. Ademais, concluíram que um aumento do número de pausas (intermitências) pode levar a economias significativas de energia e que a secagem com energia solar, que é inerentemente descontínua, é um método eficaz para este tipo de processo.

Uma abordagem utilizada em várias pesquisas que descrevem a secagem intermitente é a eliminação do período de têmpera, através do conceito de tempo efetivo de operação, isto é, apenas o tempo em que o produto permaneceu no secador. Cihan e Ece (2001) usaram uma solução analítica da equação de difusão para um cilindro finito com condição de contorno do primeiro tipo para descrever a cinética de secagem intermitente de arroz com casca. Em seu trabalho, os pesquisadores usaram o conceito

de tempo efetivo de operação e concluíram que com a intermitência se obtém maiores taxas de secagem, em comparação com processo de secagem contínua, e que o tempo total de secagem é reduzido com períodos de têmpera mais longos. O tempo efetivo de operação também foi usado e mencionado por Zhu et al. (2010) e Silva et al. (2015).

As curvas da secagem intermitente em que os tempos de têmpera são excluídos podem ser interpretadas como equivalentes às curvas de secagem contínua com diferentes constantes e coeficientes de secagem para cada intervalo de tempo considerado, isto é, com coeficientes de difusão e transferência convectiva de massa variáveis, (CIHAN et al., 2007).

2.2. Desidratação osmótica

A desidratação osmótica de produtos agrícolas, inicialmente proposta por Ponting (1973), é uma técnica que consiste na imersão do produto estudado em soluções hipertônicas, de um ou mais solutos, por um determinado período de tempo e a certa temperatura. Quando aplicada a produtos hortifrutigranjeiros, permite a redução do conteúdo de água para até 50-60% (em base úmida). Os produtos desidratados osmoticamente são normalmente submetidos a processos complementares subseqüentes, tais como a secagem ou congelamento, para garantir a sua conservação. Com isso, tem-se o que se chama de secagem de alimentos através de métodos combinados (tratamento osmótico seguido de secagem convectiva), que resultam em produtos com qualidades sensoriais (aroma, cor e textura) superiores aos obtidos através de tratamentos simples (KROKIDA et al., 1998). Outras vantagens adicionais dos produtos finais obtidos através da secagem precedida de desidratação osmótica são a sua estabilidade à temperatura ambiente e a possibilidade de serem consumidos com ou sem reidratação (DEL VALLE et al., 1998).

O aumento de consumo de produtos com pedaços de frutas e vegetais tem resultado em uma maior demanda de produtos desidratados para aplicações industriais e representa uma oportunidade para desenvolvimento de novos produtos, mercados e tecnologias (KOWALSKA e LENART, 2001). Contudo, apesar dos numerosos estudos desenvolvidos neste campo, ainda é difícil o estabelecimento dos mecanismos que governam e/ou descrevam os processos. A variação das condições operacionais nas duas

etapas dos processos combinados, como no caso de desidratação osmótica seguida de secagem convectiva, resulta em comportamentos diversos dos tecidos vegetais, o que permite a obtenção de produtos finais também bastante diferenciados. Vários trabalhos que tratam de produtos agrícolas com mistura de solutos têm um enfoque mais empírico, portanto não abordam as questões de mecanismos de transporte ou mesmo a determinação de coeficientes de difusão (SACCHETTI et al., 2001; SERENO et al., 2001).

Durante a desidratação osmótica (DO), o produto entra em contato com uma solução concentrada de soluto e dois fluxos principais de transferência de massa são estabelecidos: água é transferida do produto para a solução, geralmente acompanhada por substâncias naturais (açúcares, vitaminas, pigmentos, por exemplo); e o soluto é transferido da solução para o produto (RAOULT-WACK et al., 1991). As principais variáveis do processo de desidratação osmótica (DO) são:

- concentração de soluto;
- massa molar do soluto;
- temperatura;
- tempo de contato ou imersão.

Tem-se duas resistências atuando durante a transferência de massa, uma interna e outra externa. A dinâmica do fluido da interface sólido-fluido governa a resistência externa, enquanto que a interna, muito mais complexa, é influenciada pela estrutura do tecido celular, pela permeabilidade das membranas celulares, pela deformação dos pedaços de vegetais e/ou frutas e pela interação entre os diferentes fluxos mássicos internos (SPIAZZI e MASCHERONI, 1997; SALVATORI et al., 1999; LE MAGUER et al., 2003; MAURO et al., 2003). As modificações da estrutura do tecido afetam não apenas a cinética da desidratação osmótica (DO), mas também as características sensoriais e físicas do produto final (BARAT et al., 2001; MAYOR et al., 2007).

As discrepâncias entre os resultados obtidos para os vários produtos, tratados com soluções binárias diversas (água + soluto), normalmente são atribuídas às suas diferenças específicas em âmbito celular (MARCOTTE e LE MAGUER, 1992; SPIAZZI e MASCHERONI, 1997; SEGUÍ et al., 2006). Portanto, o conhecimento dos mecanismos de transferência de massa considerando-se a estrutura biológica celular é

um dos fatores limitantes do avanço desta área de aplicação (LE MAGUER, 1997; SPIESS e BEHSNILIAN, 1998).

2.2.1. Secagem convectiva após desidratação osmótica

Estudos comparativos de secagem de frutos frescos e pré-tratados osmoticamente têm sido alvo de vários grupos de pesquisa com o objetivo de determinar as vantagens desse tipo de pré-tratamento (KARATHANOS et al., 1995; SIMAL et al., 1997; LEWICKI e LUKASZUK, 2000; NICOLETI et al., 2001). Produtos previamente desidratados osmoticamente apresentam alterações nas suas características estruturais (volume, dimensões, viscosidade, densidade e porosidade, por exemplo) que afetam as propriedades de transporte e o fluxo de massa em operações de secagem subsequentes (LENART e CERKOWNIAK, 1996).

O soluto impregnado durante o processo de desidratação osmótica e presente em maior concentração na região próxima à superfície, pode facilitar a formação de uma crosta endurecida, que oferecerá resistência à secagem e dificultará o deslocamento do vapor de água dentro do sólido. Este aspecto pode ser compensado pela menor quantidade de água a ser removida durante a secagem, devido à redução inicial obtida pelo tratamento osmótico que a antecede. Contudo, o processamento combinado normalmente estará baseado na intenção de melhorar a qualidade dos aspectos sensoriais e físicos do produto final (DUMOULIN e BIMBENET, 1998).

A modelagem da secagem de frutos frescos é bastante influenciada pelo encolhimento do material (SIMAL et al., 1998). Porém, a redução da umidade conseguida pelo pré-tratamento osmótico, diminui os efeitos estruturais causados ao produto pela secagem subsequente.

A temperatura de secagem é uma condição essencial para manutenção das propriedades dos frutos pré-tratados ou frescos. Nicoletti et al. (2007) estudaram a secagem convectiva de caquis inteiros, aplicando duas técnicas de controle de temperatura: a convencional, que utiliza-se a temperatura do ar de secagem constante, e a alternativa, que considera-se a temperatura interna do fruto constante. Esses autores constataram que as altas temperaturas do ar, necessárias para manter constante a temperatura interna do fruto, foram responsáveis pela maior taxa de degradação do

conteúdo de ácido ascórbico das amostras, independentemente do tempo de processamento para alcançar a umidade final desejada.

2.3. A maçã

A maçã (*Malus domestica*), fruto da árvore *Pyrus malus*, possui pele fina e impermeável, sabor agridoce, ácido ou farináceo, dependendo da espécie, e de polpa homogênea. Em geral é colhida durante todo o ano (PROS, 1980). É um fruto rico em água (aproximadamente 85%) que sofre grandes transformações bioquímicas durante seu amadurecimento. A maçã é uma fruta que pode ser desidratada, pois possui boa firmeza e textura, altos teores de açúcares e de acidez (CRUZ, 1990).

Por seu alto teor de potássio e pela capacidade de produzir boas quantidades de fibras, a maçã é uma fruta muito indicada para a manutenção da saúde, para a prevenção de doenças cardíacas e de excesso de colesterol no sangue, e para dietas alimentares de emagrecimento, pois devido a sua textura, provoca sensação de saciedade. A maçã é um estimulante natural mais poderoso do que a cafeína, estimulante presente em bebidas como café, chá e outras bebidas gaseificadas a base de noz de cola (SILVA, 1996).

O principal constituinte da maçã, em termos quantitativos, é a água. No entanto, os constituintes de maior valor alimentício são os carboidratos, sendo que aproximadamente 75% dos carboidratos da maçã consistem em açúcares facilmente assimilados por humanos (PROTZEK, 1997). Dos açúcares solúveis presentes em sua composição, a sacarose é predominante, responsável por 44% a 75% do total, enquanto que o ácido málico está mais presente com até 90% dos ácidos orgânicos totais (MA et al., 2015).

2.3.1. Cultivo e produção da maçã

O cultivo da macieira é uma atividade relativamente recente no Brasil. No início da década de 70, a produção anual de maçãs era de cerca de 1.000 toneladas. Com incentivos fiscais e apoio à pesquisa e extensão rural, o Sul do Brasil aumentou a produção de maçãs em quantidade e qualidade, fazendo com que o país passasse de

importador a auto-suficiente e com potencial de exportação. A maçã brasileira já conquistou os consumidores de outros países, especialmente os europeus. Entre 10 a 20% da fruta são exportados para diversos mercados, principalmente para a Europa. O setor da maçã é reconhecido pelo governo, pela sociedade e por todos os segmentos da fruticultura nacional, sendo frequentemente apontado como exemplo pelo sucesso alcançado (VALDEBENITO-SANHUEZA, 2003). Ademais, o setor de produção de maçã é um dos mais importantes segmentos do agronegócio da fruticultura brasileira, sendo responsável pela geração de um expressivo número de empregos (PETRI e LEITE, 2008; ABRAFRUTAS, 2016).

A maior parte da produção brasileira de maçãs provém de três cultivares: Gala, Fuji e Golden Delicious. A cultivar Gala é a primeira a ser colhida (fevereiro) com 46% da área cultivada, a Fuji, cuja colheita é realizada em abril, é a mais resistente para frigo-conservação. Participando com 45% e com 6% está a cultivar Golden Delicious que é colhida em março. Os 3% restantes são compostos por outras cultivares (FAO, 2015).

Em relação à produção mundial de maçã, em 2013 houve uma produção de quase 81 milhões de toneladas. A produção no Brasil, no mesmo ano de referência, foi de 1,2 milhões de toneladas (FAO, 2015), e os estados de maior destaque são Santa Catarina e o Rio Grande de Sul, com uma produção de 18 mil e 17 mil toneladas, respectivamente, concentrando 96% dos pomares do país (MAPA, 2013).

Na América do Sul, tanto no mercado interno como no externo, os principais concorrentes na produção de maçã são Chile e Argentina, que produzem quantidades semelhantes ao Brasil. Entre os anos de 1995 a 1996, as importações realizadas pelo Brasil ficaram em torno de 20%. No ano de 2015, este percentual caiu para 7%. Do volume total produzido, 25% vão para o mercado externo. Em 2014, cerca de 76 mil toneladas de maçãs foram exportadas pelo Brasil, o que corresponde a 28% a mais comparando-se com o ano de 2002 (MAPA, 2015).

O consumo per capita anual de maçã no Brasil é de 3,2 kg, enquanto na Europa, o continente que mais compra a fruta brasileira, o consumo é de 35 kg no mesmo período. No mercado interno, o consumo de frutas frescas está ao redor de 600 mil toneladas anuais, para uma capacidade de produção superior a 900 mil toneladas nas

próximas safras, demonstrando que a produção brasileira já supera o seu consumo interno (JDF, 2017).

2.3.2. Cultivar Fuji

A cultivar Fuji, originária do Japão, é resultante de melhoramento genético executado pela Estação Experimental de Marioka, por meio do cruzamento das cultivares Ralls Janet e Delicious. Inicialmente essa cultivar era chamada de Tohoku 7 e em 1967 recebeu o nome de Fuji. No Brasil foi introduzida no final dos anos 60 (EMPASC, 1986).

Segundo Janzantti (1996), a maçã Fuji é a que demanda maiores cuidados em frio hibernal do que as cultivares Gala e Golden Delicious, com melhor adaptação nas regiões mais frias do sul do Brasil. Não apresenta alternância de produção, desde que manuseada e cultivada adequadamente. É moderadamente suscetível à fungos na superfície e muito susceptível a perecimento amargoso, especialmente nas regiões menos frias e úmidas.

O fruto é de epiderme rajada, com faixas vermelhas e fundo verde-amarelado, de tamanho médio a grande, forma arredondada, com cavidade peduncular média, pouco profunda, cálice grande, fechado e pedúnculo médio. Nas regiões hibernais mais amenas, o fruto tende a ser mais chato, assimétrico e de tamanho menor. A polpa é amarelo-claro, firme, quebradiça e muito succulenta. É doce, com boa acidez e sabor excelente (EMPASC, 1986).

Sua conservação é muito boa, com pouca desidratação, mesmo à temperatura ambiente. Pode ser conservada por até seis meses em câmaras frias e por períodos mais longos em câmaras com atmosfera controlada (JANZANTTI, 1996).

2.3.2.1. Composição da maçã

Em 100 gramas de maçã Fuji, pode-se encontrar as seguintes quantidades, em média, de vitaminas e minerais, como mostra a Tabela 2.1 (TACO, 2011).

Tabela 2.1: Composição da maçã Fuji por 100g.

Componente	Valor	Unidade
Umidade	84,3	%
Energia	56	Kcal
Proteína	0,3	kJ
Carboidratos	15,2	g
Fibra alimentar	1,3	g
Cálcio	2	g
Magnésio	2	mg
Cobre	0,06	mg
Ferro	0,1	mg
Vitamina C	2,4	mg
Fósforo	9	mg

CAPÍTULO 3: MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo, serão descritos os procedimentos e metodologia empregados na resolução numérica da equação de difusão, a metodologia computacional elaborada e os procedimentos aplicados na etapa experimental.

A proposta deste trabalho é elaborar uma metodologia para descrever o processo de secagem intermitente de maçãs cortadas na forma de paralelepípedo. O modelo matemático proposto utiliza uma solução numérica da equação de difusão obtida através do método dos volumes finitos, (MVF), com condição de contorno do terceiro tipo, com uma formulação totalmente implícita (MALISKA, 2004). Os parâmetros de processo e as dimensões do produto serão considerados variáveis.

3.1. A equação de difusão em coordenadas cartesianas

Na modelagem matemática adotada neste trabalho, considera-se a geometria de um paralelepípedo para representar as amostras adotadas e a equação de difusão tridimensional em coordenadas cartesianas, que é resolvida usando o MVF, considerando os fluxos de massa nas direções dos eixos cartesianos x , y e z .

A forma mais geral da equação de transporte para um volume elementar é dada por (SLATTERY, 1999; BIRD et al., 2001; MALISKA, 2004):

$$\frac{\partial(\lambda\Phi)}{\partial t} + \nabla \cdot (\lambda\vec{v}\Phi) = \nabla \cdot (\Gamma^{\Phi}\nabla\Phi) + S, \quad (3.1)$$

onde

- Φ é a variável dependente de interesse;
- λ e Γ^{Φ} são coeficientes de transporte;
- \vec{v} é o vetor velocidade do meio;
- S é o termo fonte.

Na Equação (3.1), o primeiro termo é o termo transiente, o segundo é o termo advectivo, o terceiro é o termo difusivo e o quarto é o termo fonte.

O fenômeno da difusão é descrito a partir da equação geral de transporte para o caso em que a velocidade do meio seja zero. No caso do termo fonte S ser igual a zero, tem-se, da Equação (3.1):

$$\frac{\partial(\lambda\Phi)}{\partial t} = \nabla \cdot (\Gamma^\Phi \nabla \Phi). \quad (3.2)$$

Será utilizada a equação que descreve o fenômeno da difusão para representar o processo de secagem de maçãs cortadas em pedaços em formato de paralelepípedo. A partir da Equação (3.2), tem-se que (LUIKOV, 1968; CRANK, 1992; LIMA, 1999; BIRD et al., 2001; MALISKA, 2004; SILVA et al., 2016):

$$\frac{\partial(\lambda X)}{\partial t} = \nabla \cdot (D \nabla X), \quad (3.3)$$

onde, $\Phi = X = X(x, y, z, t)$ denota o teor de umidade no ponto (x, y, z) no instante t , estabelece-se que $\lambda = 1$ e que $\Gamma^\Phi = D$ denota a difusividade efetiva de massa. Porém, para fins de melhor generalidade dos cálculos, este trabalho seguirá com a notação estabelecida na Equação (3.2) com $\lambda = 1$, que em coordenadas cartesianas, tem a forma:

$$\frac{\partial \Phi}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial z} \right). \quad (3.4)$$

3.2. Métodos numéricos

Para resolver numericamente uma equação diferencial parcial (EDP), substitui-se o seu domínio contínuo por um domínio discreto e realiza-se a discretização da EDP, isto é, a equação diferencial parcial é substituída por equações algébricas equivalentes, uma para cada volume de controle. A solução numérica é uma boa opção quando há a necessidade de resolver a equação de difusão para situações mais complexas, por exemplo, com um meio não-homogêneo e não-isotrópico, volume e difusividade variáveis, para uma geometria arbitrária, e também para possibilitar a aproximação do modelo em questão para condições físicas mais próximas da realidade (MALISKA, 2004; SILVA et al., 2007; FARIAS, 2011).

Usualmente, para a solução numérica de equações diferenciais, os métodos utilizados são:

- Método das Diferenças Finitas (MDF);
- Método dos Elementos Finitos (MEF);
- Método dos Volumes Finitos (MVF).

Este texto se deterá, convenientemente, à exposição e consideração do Método dos Volumes Finitos, já que tal método será usado no presente trabalho.

3.2.1. Discretização e resolução numérica das equações governantes

A solução numérica de uma equação diferencial parcial será usada neste caso, já que a obtenção de soluções analíticas requer estudos específicos e avançados de cada tipo de formato das equações. Felizmente, as técnicas computacionais geram alternativas viáveis para analisar problemas de alta complexidade.

Para o propósito deste trabalho, será apresentada a solução para o problema de difusão transiente em um paralelepípedo utilizando o conceito de volumes finitos. Ou seja, uma região contínua será aproximada por um domínio discreto e se utilizará um conjunto de equações algébricas definidas sob um número finito de subdomínios. Cada subdomínio é chamado de volume de controle e seus pontos nodais são chamados de centróides do volume de controle.

No método dos volumes finitos (MVF), as equações governantes do fenômeno são discretizadas pela integração sob volumes elementares e no tempo. Donde se obtém um sistema de equações algébricas, resolvidas por técnicas específicas. Para tal, considere o volume de controle interno da Figura 3.1.

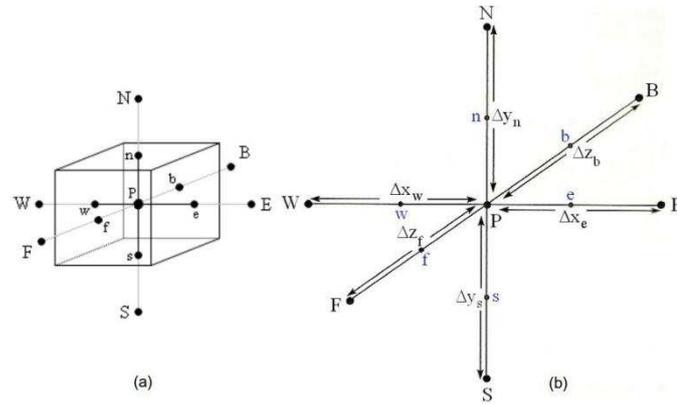


Figura 3.1: (a) Volume de controle interno; (b) orientação da malha tridimensional.

Fonte: Silva (2007).

Admitindo-se que todos os termos difusivos da equação sejam avaliados no instante $t + \Delta t$, ou seja, adotando-se uma formulação totalmente implícita, integrando-se a Equação (3.4) nesse volume de controle, no tempo (t) e no espaço (V), obtém-se:

$$\begin{aligned}
 \int_V \int_t \left(\frac{\partial \Phi}{\partial t} \right) dt dV &= \int_V \int_t \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial x} \right) \right] dt dV \\
 &+ \int_V \int_t \left[\frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial y} \right) \right] dt dV \\
 &+ \int_V \int_t \left[\frac{\partial}{\partial z} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial z} \right) \right] dt dV.
 \end{aligned} \tag{3.5}$$

Reescrevendo a Equação (3.5), tem-se:

$$\begin{aligned}
 \int_b^f \int_s^n \int_w^e \int_t^{t+\Delta t} \left(\frac{\partial \Phi}{\partial t} \right) dt dx dy dz &= \int_b^f \int_s^n \int_w^e \int_t^{t+\Delta t} \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial x} \right) \right] dt dx dy dz \\
 &+ \int_b^f \int_s^n \int_w^e \int_t^{t+\Delta t} \left[\frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial y} \right) \right] dt dx dy dz \\
 &+ \int_b^f \int_s^n \int_w^e \int_t^{t+\Delta t} \left[\frac{\partial}{\partial z} \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial z} \right) \right] dt dx dy dz.
 \end{aligned} \tag{3.6}$$

Donde, considerando que a grandeza de interesse seja constante em cada volume de controle, segue que:

$$\begin{aligned}
(\Phi_P - \Phi_P^0) \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} &= \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial x} \Big|_e - \Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial x} \Big|_w \right) \Delta y \Delta z \\
&+ \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big|_n - \Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big|_s \right) \Delta x \Delta z \\
&+ \left(\Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial z} \Big|_b - \Gamma^\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial z} \Big|_f \right) \Delta x \Delta y.
\end{aligned} \tag{3.7}$$

Com base na Figura (3.1), as derivadas diretas relativas ao fluxo difusivo, podem ser aproximadas por:

$$\frac{\partial \Phi}{\partial x} \Big|_e = \frac{\Phi_E - \Phi_P}{\Delta x_e} \tag{3.8}$$

$$\frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big|_n = \frac{\Phi_N - \Phi_P}{\Delta y_n} \tag{3.9}$$

$$\frac{\partial \Phi}{\partial z} \Big|_f = \frac{\Phi_F - \Phi_P}{\Delta z_f} \tag{3.10}$$

$$\frac{\partial \Phi}{\partial x} \Big|_w = \frac{\Phi_P - \Phi_W}{\Delta x_w} \tag{3.11}$$

$$\frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big|_s = \frac{\Phi_P - \Phi_S}{\Delta y_s} \tag{3.12}$$

$$\frac{\partial \Phi}{\partial z} \Big|_b = \frac{\Phi_P - \Phi_B}{\Delta z_b} \tag{3.13}$$

Aplicando as respectivas derivadas nas interfaces do volume de controle, dadas nas Equações de (3.8) até (3.13), reescreve-se, então, a Equação (3.7) como:

$$\begin{aligned}
(\Phi_P - \Phi_P^0) \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} &= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\Phi_E - \Phi_P}{\Delta x_e} \right) - \Gamma_w^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\Phi_P - \Phi_W}{\Delta x_w} \right) \\
&+ \Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{\Phi_N - \Phi_P}{\Delta y_n} \right) - \Gamma_s^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{\Phi_P - \Phi_S}{\Delta y_s} \right) \\
&+ \Gamma_f^\Phi \Delta x \Delta y \left(\frac{\Phi_F - \Phi_P}{\Delta z_f} \right) - \Gamma_b^\Phi \Delta x \Delta y \left(\frac{\Phi_P - \Phi_B}{\Delta z_b} \right),
\end{aligned} \tag{3.14}$$

que, na forma de equação algébrica, torna-se:

$$\begin{aligned}
A_P \Phi_P &= A_E \Phi_E + A_W \Phi_W + A_N \Phi_N + A_S \Phi_S \\
&+ A_F \Phi_F + A_B \Phi_B + A_P^0 \Phi_P^0,
\end{aligned} \tag{3.15}$$

com coeficientes

$$A_E = \frac{\Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z}{\Delta x_e}; \tag{3.16}$$

$$A_W = \frac{\Gamma_w^\Phi \Delta y \Delta z}{\Delta x_w}; \tag{3.17}$$

$$A_N = \frac{\Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z}{\Delta y_n}; \tag{3.18}$$

$$A_S = \frac{\Gamma_s^\Phi \Delta x \Delta z}{\Delta y_s}; \tag{3.19}$$

$$A_F = \frac{\Gamma_f^\Phi \Delta x \Delta y}{\Delta z_f}; \tag{3.20}$$

$$A_B = \frac{\Gamma_b^\Phi \Delta x \Delta y}{\Delta z_b}; \tag{3.21}$$

$$A_P = A_P^0 + A_E + A_W + A_N + A_S + A_F + A_B; \tag{3.22}$$

$$A_P^0 = \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t}. \tag{3.23}$$

A Equação (3.15) aplica-se aos volumes de controle internos do domínio discretizado em questão. Para os volumes de controle que fazem contato com o meio externo, que são os volumes adjacentes à superfície do corpo, chamados volumes de fronteira (Figura 3.2), o procedimento será integrar as equações de conservação, considerando-se as condições de contorno existentes, isto é, realizar um balanço da propriedade em estudo, para o volume de controle de fronteira, incorporando a condição de contorno à equação aproximada a tal volume.

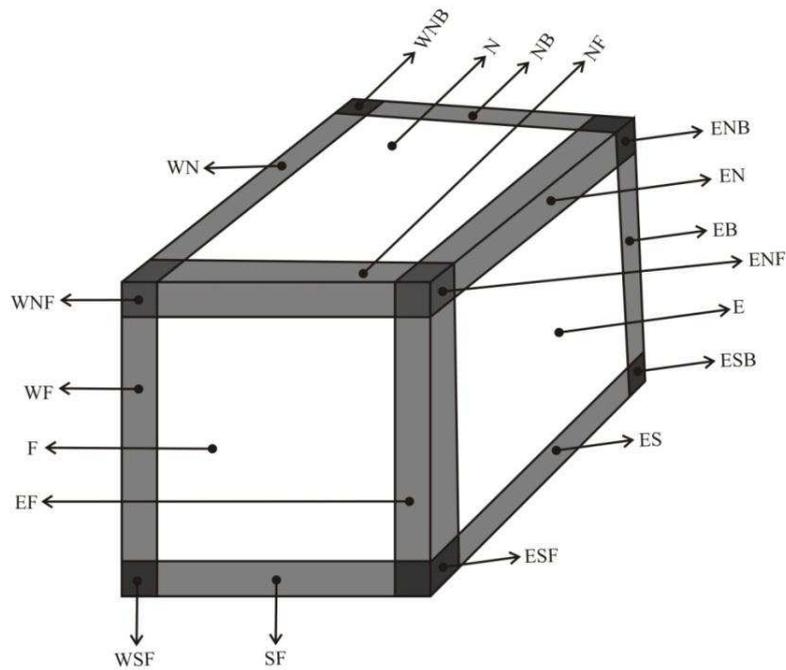


Figura 3.2: Volumes de controle de fronteira.

Na Figura 3.2, usou-se a notação descrita na Tabela 3.1:

Tabela 3.1: Notação para os tipos de volumes de controle externos.

Tipo (faces)	Notação	Tipo (faces)	Notação
Leste	E	Oeste-Atrás	WB
Oeste	W	Norte-Frente	NF
Norte	N	Norte-Atrás	NB
Sul	S	Sul-Frente	SF
Frente	F	Sul-Atrás	SB
Atrás	B	Leste-Norte-Frente	ENF
Leste-Norte	EN	Leste-Norte-Atrás	ENB
Leste-Sul	ES	Leste-Sul-Atrás	ESF
Leste-Frente	EF	Leste-Sul-Atrás	ESB
Leste-Atrás	EB	Oeste-Norte-Frente	WNF
Oeste-Norte	WN	Oeste-Norte-Atrás	WNB
Oeste-Sul	WS	Oeste-Sul-Frente	WSF
Oeste-Frente	WF	Oeste-Sul-Atrás	WSB

A condição de contorno a ser considerada será do terceiro tipo, também conhecida como condição de contorno de Cauchy.

Para os volumes de controle que estão apenas ao leste (E) (Figura 3.2), tem-se:

$$\begin{aligned}
(\Phi_P - \Phi_P^0) \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} &= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\Phi_e - \Phi_P}{\Delta x_e / 2} \right) - \Gamma_w^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\Phi_P - \Phi_W}{\Delta x_w} \right) \\
&+ \Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{\Phi_N - \Phi_P}{\Delta y_n} \right) - \Gamma_s^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{\Phi_P - \Phi_S}{\Delta y_s} \right) \\
&+ \Gamma_f^\Phi \Delta x \Delta y \left(\frac{\Phi_F - \Phi_P}{\Delta z_f} \right) - \Gamma_b^\Phi \Delta x \Delta y \left(\frac{\Phi_P - \Phi_B}{\Delta z_b} \right).
\end{aligned} \tag{3.24}$$

Por outro lado, o fluxo difusivo pode ser aproximado por:

$$\phi_e'' = -\Gamma_e^\Phi \frac{\Phi_e - \Phi_P}{\Delta x_e / 2}, \tag{3.25}$$

e o fluxo convectivo pode ser aproximado por:

$$\phi_e'' = h_e (\Phi_e - \Phi_{\infty_e}), \tag{3.26}$$

em que h_e é o coeficiente de transporte de massa (convectivo) ao leste e Φ_{∞_e} denota o valor de equilíbrio da variável de interesse no contorno leste. Igualando-se as Equações (3.25) e (3.26), segue que

$$-\Gamma_e^\Phi \frac{\Phi_e - \Phi_P}{\Delta x_e / 2} = h_e (\Phi_e - \Phi_{\infty_e}) \Rightarrow \tag{3.27}$$

$$\Rightarrow \frac{-\Gamma_e^\Phi \Phi_e}{\Delta x_e / 2} + \frac{\Gamma_e^\Phi \Phi_P}{\Delta x_e / 2} = h_e \Phi_e - h_e \Phi_{\infty_e} \Rightarrow \tag{3.28}$$

$$\Rightarrow \left(\frac{-2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} - h_e \right) \Phi_e = -\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} \Phi_P - h_e \Phi_{\infty_e} \Rightarrow \tag{3.29}$$

$$\Rightarrow \Phi_e = \frac{\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} \Phi_P + h_e \Phi_{\infty_e}}{\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} + h_e}. \tag{3.30}$$

Usando a Equação (3.30) na primeira parcela do segundo membro da Equação (3.24), tem-se que:

$$\begin{aligned}
\Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\Phi_e - \Phi_P}{\Delta x_e / 2} \right) &= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\frac{\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} \Phi_P + h_e \Phi_{\infty_e}}{\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} + h_e} - \Phi_P}{\Delta x_e / 2} \right) \\
&= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} \Phi_P}{\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} + h_e} + \frac{h_e \Phi_{\infty_e}}{\frac{2\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} + h_e} - \Phi_P \right) \frac{2}{\Delta x_e} \Rightarrow
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Rightarrow \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\Phi_e - \Phi_P}{\Delta x_e / 2} \right) &= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\frac{4\Gamma_e^\Phi}{\Delta x_e} \Phi_P}{2\Gamma_e^\Phi + h_e \Delta x_e} + \frac{2h_e \Phi_{\infty_e}}{2\Gamma_e^\Phi + h_e \Delta x_e} - \frac{2\Phi_P}{\Delta x_e} \right) \\
&= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left[\left(\frac{4\Gamma_e^\Phi}{2\Gamma_e^\Phi \Delta x_e + h_e (\Delta x_e)^2} - \frac{2}{\Delta x_e} \right) \Phi_P \right. \\
&\quad \left. + \frac{2h_e}{2\Gamma_e^\Phi + h_e \Delta x_e} \Phi_{\infty_e} \right].
\end{aligned} \tag{3.31}$$

Substituindo-se a Equação (3.31) na Equação (3.24), obtém-se:

$$\begin{aligned}
(\Phi_P - \Phi_P^0) \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} &= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left[\left(\frac{4\Gamma_e^\Phi}{2\Gamma_e^\Phi \Delta x_e + h_e (\Delta x_e)^2} - \frac{2}{\Delta x_e} \right) \Phi_P \right. \\
&\quad \left. + \frac{2h_e}{2\Gamma_e^\Phi + h_e \Delta x_e} \Phi_{\infty_e} \right] - \Gamma_w^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{\Phi_P - \Phi_W}{\Delta x_w} \right) \\
&\quad + \Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{\Phi_N - \Phi_P}{\Delta y_n} \right) - \Gamma_s^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{\Phi_P - \Phi_S}{\Delta y_s} \right) \\
&\quad + \Gamma_f^\Phi \Delta x \Delta y \left(\frac{\Phi_F - \Phi_P}{\Delta z_f} \right) - \Gamma_b^\Phi \Delta x \Delta y \left(\frac{\Phi_P - \Phi_B}{\Delta z_b} \right),
\end{aligned} \tag{3.32}$$

que, na forma algébrica, torna-se:

$$A_P \Phi_P = A_W \Phi_W + A_N \Phi_N + A_S \Phi_S + A_F \Phi_F + A_B \Phi_B + B_e, \tag{3.33}$$

onde

$$B_e = \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \frac{2h_e}{2\Gamma_e^\Phi + h_e \Delta x_e} \Phi_{\infty_e} + A_P^0 \Phi_P^0 \tag{3.34}$$

e

$$\begin{aligned}
A_P &= \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} - \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{4\Gamma_e^\Phi}{2\Gamma_e^\Phi \Delta x_e + h_e (\Delta x_e)^2} - \frac{2}{\Delta x_e} \right) \\
&\quad + A_W + A_N + A_S + A_F + A_B,
\end{aligned} \tag{3.35}$$

onde os coeficientes A_W , A_N , A_S , A_F e A_B são dados nas Equações (3.17) até (3.21), respectivamente.

De maneira análoga, determina-se equações algébricas para os volumes estritamente das faces oeste (W), norte (N), sul (S), frente (F) e traseira (B), da Figura 3.2.

Para os volumes do tipo EN (vide Tabela 3.1), da Figura 3.2, a forma algébrica, fica:

$$A_P \Phi_P = A_W \Phi_W + A_S \Phi_S + A_F \Phi_F + A_B \Phi_B + B_{en}, \quad (3.36)$$

onde

$$\begin{aligned} B_{en} &= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \frac{2h_e}{2\Gamma_e^\Phi + h_e \Delta x_e} \Phi_{\infty_e} + \Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z \frac{2h_n}{2\Gamma_n^\Phi + h_n \Delta y_n} \Phi_{\infty_n} \\ &+ A_P^0 \Phi_P^0 \end{aligned} \quad (3.37)$$

e

$$\begin{aligned} A_P &= \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} - \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{4\Gamma_e^\Phi}{2\Gamma_e^\Phi \Delta x_e + h_e (\Delta x_e)^2} - \frac{2}{\Delta x_e} \right) \\ &- \Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{4\Gamma_n^\Phi}{2\Gamma_n^\Phi \Delta y_n + h_n (\Delta y_n)^2} - \frac{2}{\Delta y_n} \right) + A_W + A_S + A_F + A_B, \end{aligned} \quad (3.38)$$

onde A_W , A_S , A_F e A_B são dados nas equações (3.17), (3.19), (3.20) e (3.21), respectivamente.

Da mesma maneira foram determinadas as equações para os demais volumes de controle, com a característica de terem duas faces em contato com o meio externo.

Para os volumes do tipo ENF, da Figura 3.2, obtém-se a forma algébrica:

$$A_P \Phi_P = A_W \Phi_W + A_S \Phi_S + A_B \Phi_B + B_{enf}, \quad (3.39)$$

onde

$$\begin{aligned} B_{enf} &= \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \frac{2h_e}{2\Gamma_e^\Phi + h_e \Delta x_e} \Phi_{\infty_e} + \Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z \frac{2h_n}{2\Gamma_n^\Phi + h_n \Delta y_n} \Phi_{\infty_n} \\ &+ \Gamma_f^\Phi \Delta x \Delta y \frac{2h_f}{2\Gamma_f^\Phi + h_f \Delta z_f} \Phi_{\infty_f} + A_P^0 \Phi_P^0 \end{aligned} \quad (3.40)$$

e

$$\begin{aligned}
A_p &= \frac{\Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} - \Gamma_e^\Phi \Delta y \Delta z \left(\frac{4\Gamma_e^\Phi}{2\Gamma_e^\Phi \Delta x_e + h_e (\Delta x_e)^2} - \frac{2}{\Delta x_e} \right) \\
&- \Gamma_n^\Phi \Delta x \Delta z \left(\frac{4\Gamma_n^\Phi}{2\Gamma_n^\Phi \Delta y_n + h_n (\Delta y_n)^2} - \frac{2}{\Delta y_n} \right) \\
&- \Gamma_f^\Phi \Delta x \Delta y \left(\frac{4\Gamma_f^\Phi}{2\Gamma_f^\Phi \Delta z_f + h_f (\Delta z_f)^2} - \frac{2}{\Delta z_f} \right) + A_W + A_S + A_B.
\end{aligned} \tag{3.41}$$

onde A_W , A_S e A_B são dados nas Equações (3.17), (3.19) e (3.21), respectivamente.

E também de forma análoga, determina-se as equações para os demais volumes de controle situados nos demais vértices, isto é, os volumes de controle ENB, ESF, ESB, WNF, WNB, WSF e WSB.

3.2.2. Valor médio da grandeza estudada

Apesar da solução da equação de difusão possibilitar a obtenção do valor da grandeza Φ para qualquer ponto nodal da malha do domínio discretizado e em instantes previamente definidos, é interessante saber o seu valor médio ($\bar{\Phi}$) para todo o bloco ou paralelepípedo em questão, dado imprescindível para a modelagem do encolhimento e o uso de otimização. Nesse sentido, define-se:

$$\bar{\Phi} = \frac{1}{V} \sum_{i=1}^{N_x} \sum_{j=1}^{N_y} \sum_{k=1}^{N_z} \Phi_{ijk} V_{ijk}, \tag{3.42}$$

onde i , j e k indicam a posição do volume de controle no domínio discretizado; V_{ijk} é o volume do volume de controle na posição (i, j, k) ; Φ_{ijk} é o valor da grandeza Φ no volume de controle na posição (i, j, k) ; N_x , N_y e N_z representam o número de divisões no eixo x , y e z , respectivamente, o que resulta em uma quantidade de $N_x \times N_y \times N_z$ volumes de controle na malha discretizada; e V a soma de todos os V_{ijk} , isto é:

$$V = \sum_{i=1}^{N_x} \sum_{j=1}^{N_y} \sum_{k=1}^{N_z} V_{ijk} = L_x \cdot L_y \cdot L_z, \tag{3.43}$$

sendo L_x , L_y e L_z os comprimentos de cada aresta do paralelepípedo, como mostra a Figura 3.3 a seguir.

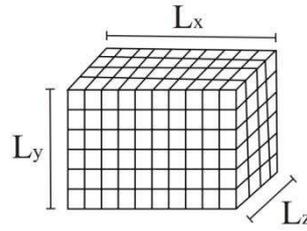


Figura 3.3: Paralelepípedo indicando os comprimentos das arestas, L_x , L_y e L_z .

Neste trabalho admite-se que estas dimensões variem de acordo com o valor médio da grandeza de interesse, ou seja, considerando-se, na solução, o encolhimento do sólido ocasionado pela perda de umidade. Assim, de uma maneira mais geral, tem-se:

$$L_x = f_1(\bar{\Phi}), \quad (3.44)$$

$$L_y = f_2(\bar{\Phi}), \quad (3.45)$$

$$L_z = f_3(\bar{\Phi}), \quad (3.46)$$

onde f_1 , f_2 e f_3 são funções que descrevem a variação de cada dimensão em função do valor médio da grandeza Φ . Tais funções podem ser determinadas por ajuste de curvas, a partir dos dados experimentais, obtidos para as dimensões.

3.2.3. Determinação dos coeficientes Γ^Φ nas interfaces dos volumes de controle

Neste texto, considera-se que o parâmetro Γ^Φ varia de acordo com o valor da grandeza de interesse Φ para cada ponto nodal P , através de uma função f com no máximo dois parâmetros, a e b , ou seja:

$$\Gamma_P^\Phi = f(\Phi_P, a, b), \quad (3.47)$$

onde a função f de Φ_P é determinada de acordo com os dados experimentais no processo de otimização. Porém, as expressões que representam os coeficientes, em cada equação discretizada, contém Γ_e^Φ , Γ_w^Φ , Γ_n^Φ , Γ_s^Φ , Γ_f^Φ e Γ_b^Φ (pelo menos três deles). Como já foi visto, estes coeficientes, para cada volume de controle, representam os valores do parâmetro Γ^Φ nas interfaces leste, oeste, norte, sul, frente e traseira, respectivamente. Se Γ^Φ for considerado constante, então o seu valor é o mesmo em todo o domínio. Mas se for considerado variável, é feita uma estimativa do seu valor nas interfaces de cada volume de controle.

A Figura 3.4 mostra dois volumes de controle adjacentes com uma interface comum e pontos nodais W e P .

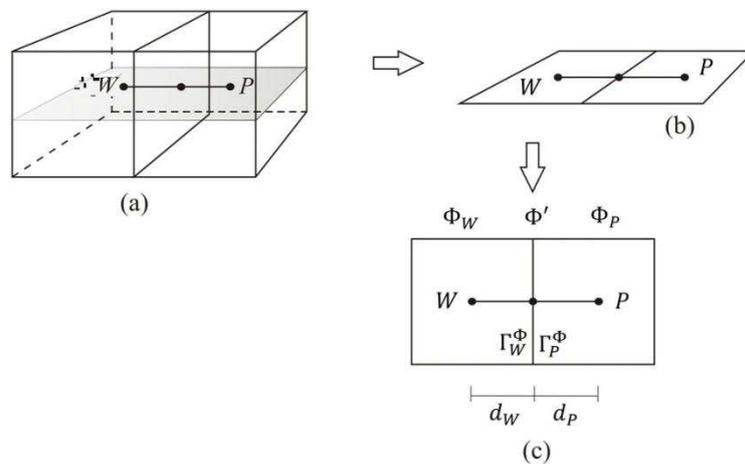


Figura 3.4: (a) Volumes de controle adjacentes com interfaces em comum; (b) Plano horizontal passando pelos pontos nodais W e P dos volumes de controle adjacentes; (c) Destaque e reposicionamento do plano horizontal para análise.

Na Figura 3.4 (c), tem-se que d_W e d_P denotam as distâncias entre os respectivos pontos nodais e a interface comum aos volumes de controle em questão; Γ_W^Φ e Γ_P^Φ são os coeficientes de transporte nos pontos nodais. De acordo com Silva (2009), considera-se na interface adjacente (Figura 3.4 (c)) o coeficiente de transporte Γ_{eq}^Φ , dado por:

$$\Gamma_{eq}^\Phi = \frac{\Gamma_W^\Phi \cdot \Gamma_P^\Phi}{f_d \Gamma_W^\Phi + (1 - f_d) \Gamma_P^\Phi}, \quad (3.48)$$

onde $f_d = d_P / (d_P + d_W)$. Se a malha considerada for uniforme, então $d_P = d_W$; assim, $f_d = 1/2$ e a Equação (3.48) torna-se:

$$\Gamma_{\text{eq}}^{\Phi} = \frac{2 \cdot \Gamma_w^{\Phi} \cdot \Gamma_p^{\Phi}}{\Gamma_w^{\Phi} + \Gamma_p^{\Phi}}. \quad (3.49)$$

A Equação (3.43) está bem definida. De fato, se o coeficiente de transporte for constante, tem-se que $\Gamma_w^{\Phi} = \Gamma_p^{\Phi}$. Donde, para uma malha uniforme, da Equação (3.49), obtém-se que $\Gamma_{\text{eq}}^{\Phi} = \Gamma_p^{\Phi}$.

3.2.4. Intermitência com o modelo difusivo

Considerando-se um processo de secagem intermitente com razão de intermitência $\alpha = 2/3$, define-se o tempo de um ciclo de intermitência como sendo $t_c = t_{\text{in}} + t_{\text{out}}$, onde $t_{\text{out}} = 2t_{\text{in}}$, t_{in} é o período de tempo cujo produto permanece no interior do secador e t_{out} o período de têmpera, de forma mais genérica, $t_{\text{out}} = \alpha t_{\text{in}} / (1 - \alpha)$, como mostra a Figura 3.5.

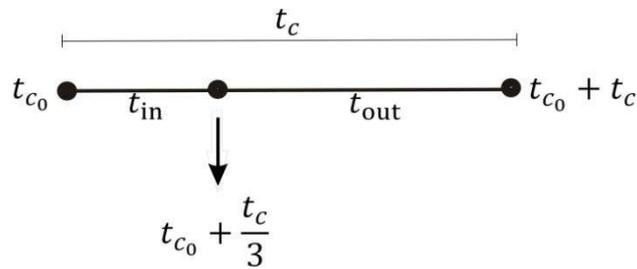


Figura 3.5: Divisão do tempo de um ciclo de intermitência.

Dito isto, sendo t_{c_0} o instante inicial do ciclo t_c , estabelece-se o comando de intermitência no código computacional considerando-se que:

- Se $t_{c_0} \leq t < t_{c_0} + \frac{t_c}{3}$, então assume-se que $h = h_{\text{in}}$. Onde h_{in} denota o coeficiente de transferência convectiva de massa durante o período em que as amostras se encontram no interior do secador, respectivamente;
- Se $t_{c_0} + \frac{t_c}{3} \leq t < t_{c_0} + t_c$, então assume-se que $h = h_{\text{out}}$. Onde h_{out} denota o coeficiente de transferência convectiva de massa durante o período de têmpera;
- O tempo final de um ciclo, isto é, $t_{c_0} + t_c$ é igual ao tempo inicial do ciclo que o sucede.

3.2.5. Intermitência com o modelo de Page

Utilizou-se o modelo de Page (Equação 2.3), revisitando-a,

$$\bar{X}^* = \exp(-k_1 t^{k_2});$$

para descrever as secagens contínua e intermitente de maçãs frescas. Porém, para o caso intermitente, até então não detectado na literatura ter sido descrito por modelo empírico, adotou-se a metodologia detalhada a seguir.

Com base na notação estabelecida na seção anterior, para um processo de secagem intermitente com razão de intermitência $\alpha = 2/3$:

- Para $t_{c_0} \leq t < t_{c_0} + \frac{t_c}{3}$, põe-se

$$\bar{X}^*(t) = \bar{X}^*(t_{c_0}) \cdot \exp\left(-k_{1_{in}}(t - t_{c_0})^{k_{2_{in}}}\right), \quad (3.50)$$

onde, $k_{1_{in}}$ e $k_{2_{in}}$ denotam os parâmetros constantes da equação de Page no período em que as amostras se encontram no interior do secador;

- Para $t_{c_0} + \frac{t_c}{3} \leq t < t_{c_0} + t_c$, põe-se

$$\bar{X}^*(t) = \bar{X}^*\left(t_{c_0} + \frac{t_c}{3}\right) \cdot \exp\left(-k_{1_{out}}\left(t - t_{c_0} - \frac{t_c}{3}\right)^{k_{2_{out}}}\right), \quad (3.51)$$

onde, $k_{1_{out}}$ e $k_{2_{out}}$ denotam os parâmetros constantes da equação de Page quando as amostras se encontram no período de têmpera;

- O tempo final de um ciclo, isto é, $t_{c_0} + t_c$ é igual ao tempo inicial do ciclo que o sucede.

Observe que é atribuído o translado de tempo, e assim, da cinética, equivalente ao tempo transcorrido, a fim de concatenar os eventos de dentro e fora da estufa, tais como os ciclos consecutivos.

3.3. Métodos experimentais

Na presente seção, será descrita a metodologia e equipamentos utilizados durante os experimentos de secagem intermitente e contínua realizados.

3.3.1. Local de realização dos experimentos

Os experimentos foram realizados nas dependências do Laboratório de Processamento e Armazenamento de Produtos Agrícolas (LAPPA), na Unidade Acadêmica de Engenharia Agrícola (UAEA) do Centro de Tecnologia e Recursos Naturais (CTRN) da Universidade Federal de Campina Grande (UFCG) em Campina Grande, PB.

3.3.2. Matéria-prima e equipamentos

A matéria-prima utilizada foi a maçã, cultivar Fuji (*Malus communis*), adquirida em um supermercado da rede Walmart na cidade de Campina Grande-PB, Brasil.

Foram escolhidos frutos nas melhores condições físicas possíveis, sem machucados ou falhas aparentes em seu tecido e com grau de maturação semelhante, com superfície da casca sempre o mais avermelhado possível para o tipo Fuji. Na Figura 3.6, são apresentados alguns exemplares utilizados.



Figura 3.6: Exemplares de maçãs Fuji utilizadas nos experimentos.

As maçãs foram devidamente higienizadas com detergente neutro, enxaguadas em água corrente e em seguida enxugadas com papel toalha.

Foi usado um cortador de legumes da marca FAK e uma faca comum para cortar as maçãs em forma de um paralelepípedo com arestas medindo aproximadamente 1,0 cm, 1,0 cm e 2,0 cm, como mostra as Figuras 3.7 e 3.8.



Figura 3.7: Cortador de legumes utilizado.

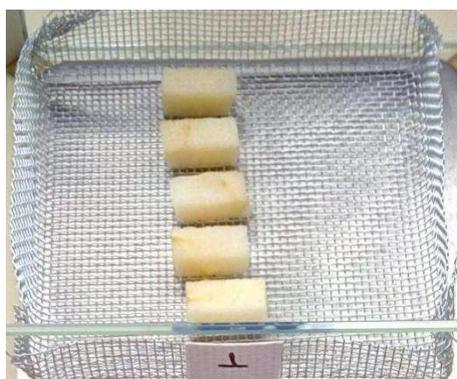


Figura 3.8: Maçãs em forma de paralelepípedo.

As secagens intermitentes e contínuas foram feitas em triplicatas; as amostras foram dispostas em três cestos de tela fina de alumínio identificadas com os números 1, 2 e 3, respectivamente. Os cestos foram pesados inicialmente vazios e em seguida o conjunto (maçã + cesto) para aferição de sua massa total inicial. Depois dessa preparação, para as secagens intermitentes, os cestos foram encaminhados para a estufa

(FANEM, modelo 320 E, Figura 3.9), alternadamente, obedecendo ao tempo estipulado de intermitência, ou seja, enquanto uma amostra número 1 secava na estufa, as duas outras permaneciam em repouso no dessecador (Figura 3.10); passados 1/3 do tempo de um ciclo, a amostra número 2 adentrava à estufa ao mesmo tempo em que a amostra de número 1 seguia para o dessecador para o período de têmpera; de maneira análoga para as amostras 2 e 3. Com isso, ao final do tempo de exposição da amostra número 3 à fonte de calor, encerra-se o tempo de têmpera da amostra de número 1, iniciando-se então um novo ciclo. Para as secagens contínuas, a triplicata de amostras era levada à estufa simultaneamente; em cada instante de tempo, t , especificado, as amostras foram retiradas, tiveram suas massas determinadas e retornaram para a estufa de secagem; não havendo mais variação de massa nas amostras, o teor de umidade de equilíbrio foi determinado.



Figura 3.9: Estufa utilizada.



Figura 3.10: Dessecador.

As aferições das dimensões e da massa das amostras (antes e durante o processo) foram realizadas com um paquímetro digital da marca INSIZE (Figura 3.11) com resolução de 10^{-3} m e balança digital de precisão da marca RADWAG (Figura 3.12) com resolução de 0,001 g e capacidade máxima de 510 g.



Figura 3.11: Paquímetro digital.



Figura 3.12: Balança digital de precisão.

3.3.3. Experimentos de secagens contínua e intermitentes realizados

Foram realizados oito experimentos de secagem, sendo seis secagens intermitentes com razão de intermitência de $\alpha = 2/3$ e duas secagens contínuas:

- E_1 - Secagem intermitente de $t_{in} = 15$ min por $t_{out} = 30$ min a 50 °C;
- E_2 - Secagem intermitente de $t_{in} = 15$ min por $t_{out} = 30$ min a 70 °C;
- E_3 - Secagem intermitente de $t_{in} = 30$ min por $t_{out} = 60$ min a 50 °C;
- E_4 - Secagem intermitente de $t_{in} = 30$ min por $t_{out} = 60$ min a 70 °C;
- E_5 - Secagem intermitente de $t_{in} = 60$ min por $t_{out} = 120$ min a 50 °C;
- E_6 - Secagem intermitente de $t_{in} = 60$ min por $t_{out} = 120$ min a 70 °C;
- E_7 - Secagem contínua a 50 °C;
- E_8 - Secagem contínua a 70 °C.

O acompanhamento da redução da quantidade de umidade e do encolhimento das amostras foi realizado por meio de pesagens até que o produto atingisse a massa de equilíbrio e dimensões invariáveis.

Enquanto eram feitas as leituras da perda de umidade do produto e variação das dimensões, também foram obtidos dados da temperatura e da umidade relativa do ar ambiente dos experimentos. No final de cada experimento foram calculadas as médias para a temperatura e para umidade relativa do ar.

As massas das amostras foram obtidas subtraindo-se as massas dos centos da massa total de cada conjunto.

Alcançada a umidade de equilíbrio, as amostras foram levadas para a estufa (FANEM, modelo 315 SE) à uma temperatura de 105 °C, por 24 h; depois, foram levadas para o dessecador até atingirem a temperatura ambiente, e pesadas para a obtenção da massa seca. Para resultados de massa seca ainda mais consistentes, uma amostra fresca em triplicata foi pesada e levada a estufa com temperatura de 105 °C, por vinte e quatro horas, visando também a obtenção da quantidade de água e das massas secas no início do processo.

Obtidos os dados da massa (m) e da massa seca (m_s) das maçãs, foram determinados os teores de umidade em base seca (b.s.), \bar{X} , determinados pela expressão:

$$\bar{X} = \frac{m - m_s}{m_s}. \quad (3.52)$$

Os teores de umidade adimensionais e suas respectivas curvas em função do tempo de secagem foram obtidas a partir dos dados de perda de massa de água das

amostras durante as secagens e dos teores de umidade de equilíbrio, determinados ao final do processo. Para calcular teor de umidade adimensional foi utilizada a expressão:

$$\bar{X}^* = \frac{\bar{X} - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} \quad (3.53)$$

onde:

- \bar{X}^* - teor de umidade adimensional do produto;
- \bar{X} - teor de umidade médio do produto em base seca;
- X_{eq} - teor de umidade de equilíbrio do produto em base seca;
- X_0 - teor de umidade inicial do produto em base seca.

3.3.4. Pré-tratamento osmótico

A desidratação osmótica (DO) foi realizada com uma solução composta de sacarose e água destilada, com concentração de 60 °Brix, medida com refratômetro (Figura 3.13), e a proporção utilizada de fruto para solução foi 1:15, ou seja, para cada grama de amostra utilizou-se 15 mililitros de solução; a temperatura utilizada foi de 30°C e foi aplicada uma agitação constante de 120 RPM durante todo o processo, correspondente a 12 horas.



Figura 3.13: Refratômetro.

Este processo de pré-tratamento osmótico foi realizado numa incubadora refrigerada com agitação (modelo TE-421, da marca TECNAL), onde as amostras foram dispostas em 20 (vinte) *erlenmeyers* com capacidade de 500 ml, como nas Figuras 3.14 e 3.15.



Figura 3.14: Incubadora refrigerada com agitação utilizada para a desidratação osmótica.



Figura 3.15: Erlenmeyers no interior da incubadora contendo amostras e solução.

Passadas as 12 horas, as amostras foram retiradas da solução, lavadas com água destilada, enxugadas levemente com papel absorvente e sua massa foi aferida em balança digital. Logo após, foram embaladas em sacos plásticos com revestimento metálico, visando a conservação. Em seguida, seguiram para a segunda fase do processo, as secagens.

Foram então realizados mais seis experimentos de secagem, sendo quatro secagens intermitentes com razão de intermitência de $\alpha = 2/3$ e duas secagens contínuas:

- E_9 - Secagem intermitente de $t_{in} = 10$ min por $t_{out} = 20$ min a 50 °C;
- E_{10} - Secagem intermitente de $t_{in} = 10$ min por $t_{out} = 20$ min a 70 °C;
- E_{11} - Secagem intermitente de $t_{in} = 15$ min por $t_{out} = 30$ min a 50 °C;
- E_{12} - Secagem intermitente de $t_{in} = 15$ min por $t_{out} = 30$ min a 70 °C;
- E_{13} - Secagem contínua a 50 °C;
- E_{14} - Secagem contínua a 70 °C.

Para estas secagens aplicou-se a mesma metodologia utilizada nas secagens das amostras sem o pré-tratamento osmótico.

CAPÍTULO 4: RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos no decorrer da pesquisa em relação aos experimentos realizados, aos modelos matemáticos utilizados, aos programas computacionais desenvolvidos e/ou utilizados, à estimativa dos parâmetros de processo e à simulação dos processos de secagem contínua e intermitente de maçã, por meio dos modelos matemáticos propostos.

4.1. Validação do programa em FORTRAN

Na presente seção é apresentada a validação dos códigos computacionais. Para tal, foi seguido o procedimento apresentado na literatura que recomenda a validação por meio de soluções analíticas ou numéricas conhecidas. Também, a validação é feita através de testes de coerência, consistência e simetria.

O programa desenvolvido permite as hipóteses de parâmetros variáveis e de encolhimento. Porém, pode-se utilizá-lo segundo as condições de parâmetros constantes e ausência de encolhimento. Nesses casos, as soluções numéricas devem ser compatíveis com as soluções analíticas, que são um meio importante de validação para as soluções numéricas.

Para o estabelecimento da solução analítica da equação de difusão tridimensional, com condição de contorno do primeiro e do terceiro tipo e condição inicial admitida uniforme, foram utilizados os softwares “Prescribed Adsorption-Desorption”, desenvolvido por Silva e Silva (2009a) e “Convective Adsorption – Desorption”, desenvolvido por Silva e Silva (2009b), respectivamente. Estes *softwares* permitem a simulação de fenômenos difusivos por meio de soluções analíticas da equação de difusão, com condições de contorno supracitadas, para várias geometrias. Possibilitam, também, a estimativa dos parâmetros de processo por meio de otimização. Ademais, os gráficos exibidos nesta seção foram todos obtidos através do programa “LAB Fit Curve Fitting Software” (SILVA e SILVA, 2009c).

Para validar o *solver* utilizado, os resultados obtidos foram comparados com resultados de outras soluções disponíveis na literatura para a equação de difusão, tanto analíticas quanto numéricas.

Os dados experimentais apresentados a seguir foram obtidos por Aires (2016). A autora utilizou paralelepípedos de maçã com as dimensões, quantidades médias iniciais e de equilíbrio de água, mostrados na Tabela 4.1, para uma desidratação osmótica (DO) de maçã a 40 °C e 40 °Brix.

Tabela 4.1: Dimensões do corpo de prova.

L_x (m)	L_y (m)	L_z (m)	\overline{QA}_0 (%)	\overline{QA}_{eq} (%)
$9,630 \times 10^{-3}$	$9,047 \times 10^{-3}$	$20,867 \times 10^{-3}$	100	55,332

Na Tabela 4.1, L_x , L_y e L_z denotam as dimensões do paralelepípedo no sentido de cada eixo coordenado, em metros; \overline{QA}_0 é a quantidade média inicial de água e \overline{QA}_{eq} é a quantidade média de água de equilíbrio.

Nestas condições, obteve-se a seguinte cinética, disposta na Tabela 4.2:

Tabela 4.2: Cinética da DO realizada a 40 °Brix e 40 °C.

t (min)	\overline{QA} (%)
0	100,00
10	93,764
30	87,442
60	81,361
90	76,762
120	74,326
150	73,262
180	72,608
210	71,101
240	70,574
1440	55,576
1800	55,332

4.1.1. Validação utilizando condição de contorno do primeiro tipo

Para simular do processo, valores das Tabelas 4.1 e 4.2 foram introduzidos no *software* “Prescribed Adsorption-Desorption”. Esta ferramenta simula o processo

utilizando soluções analíticas da equação de difusão, com condição de contorno de primeiro tipo, além de estimar os parâmetros de processo por otimização.

Obteve-se então, pelo software “Prescribed Adsorption-Desorption”, o valor da difusividade efetiva de massa de água como sendo $D_A = 1,0752 \times 10^{-8} \text{ m}^2 \text{ min}^{-1}$, com coeficiente de determinação $R^2 = 0,9933$ e $\chi^2 = 13,5713$. Foram encontrados também os valores médios da quantidade de água em função do tempo t . O que permite a construção do gráfico da Figura 4.1.

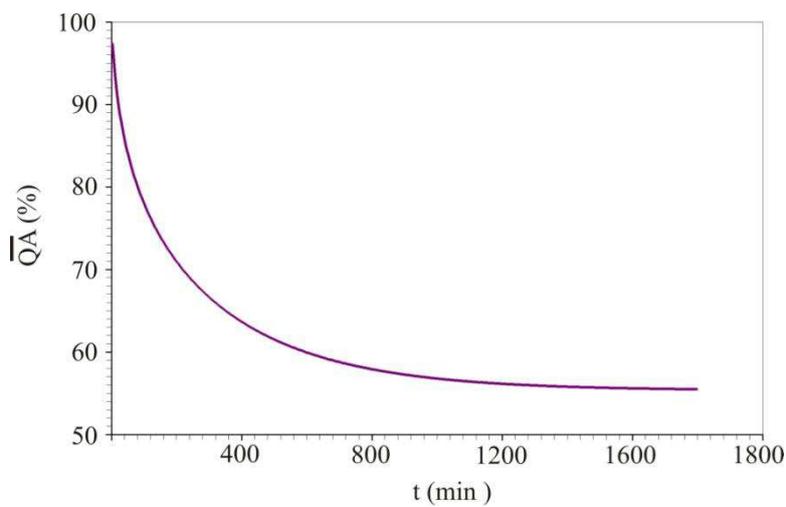


Figura 4.1: Valores médios da quantidade de água para a solução analítica.

Com o *solver* desenvolvido neste trabalho, foram determinados também os valores médios da quantidade de água em função do tempo t , usando-se os mesmos dados. Embora o código admita a condição de contorno do terceiro tipo, pode-se obter a simulação com condição de contorno do primeiro tipo, adotando-se um valor elevado para o coeficiente de transferência convectiva de massa. Neste sentido, o valor de h foi tomado igual a $10^{12} \text{ m min}^{-1}$, de modo a garantir a condição de contorno do primeiro tipo. Ademais, foi utilizada uma malha tridimensional uniforme e a discretização foi realizada dividindo-se o domínio em $30 \times 30 \times 30$ volumes de controle, com 7200 passos no tempo, o que corresponde a um estepe de tempo $\Delta t = 0,25 \text{ min}$. Da simulação, resultou o gráfico na Figura 4.2 abaixo.

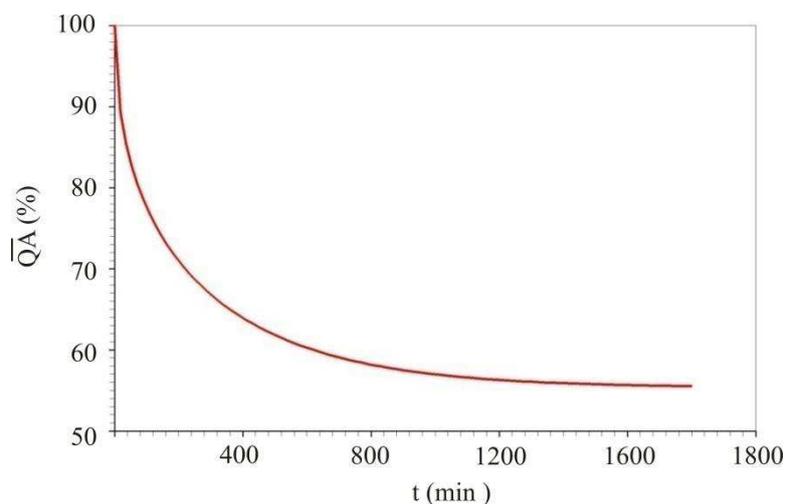


Figura 4.2: Valores médios da quantidade de água para a solução numérica.

Superpondo os gráficos das Figuras 4.1 e 4.2, observa-se a concordância entre as soluções analítica e numérica, ilustrada na Figura 4.3:

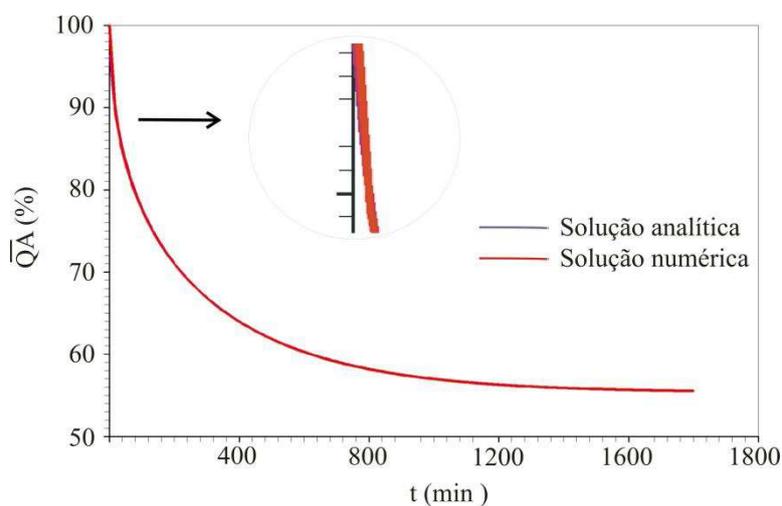


Figura 4.3: Superposição dos valores médios da quantidade de água para as soluções analítica e numérica.

Pela inviabilidade de se apresentar todos os valores da cinética da quantidade média de água obtidos através das soluções analítica e numérica, foram destacados, aleatoriamente, apenas dez instantes (t) distintos. A Tabela 4.3 apresenta os referidos valores médios, apontando também o erro relativo à solução analítica para cada instante em cada tipo de solução.

Tabela 4.3: Quantidade média de água em função do tempo para as soluções analítica e numérica com condição de contorno do primeiro tipo, e erro relativo.

t (min)	\overline{QA} analítica (%)	\overline{QA} numérica (%)	Erro relativo (%)
18,000	89,302	89,925	0,693
72,000	80,374	80,602	0,283
90,000	78,509	78,700	0,243
126,00	75,483	75,628	0,192
216,00	70,198	70,287	0,127
288,00	67,258	67,324	0,098
774,00	58,385	58,403	0,030
1458,0	55,810	55,813	0,006
1476,0	55,787	55,791	0,006
1800,0	55,522	55,524	0,003

Os resultados apresentados no gráfico da Figura 4.3 e na Tabela 4.3, atestam a concordância entre as soluções analítica e numérica. Foram selecionados os dez maiores valores para o erro relativo, e observa-se que o maior valor para o erro relativo obtido foi de 0,693%. Tal erro surge do fato de que na solução analítica também contém erro, devido ao truncamento da série nela expressa.

4.1.2. Validação utilizando condição de contorno do terceiro tipo

Aqui, a validação, por meio de soluções analíticas, da solução numérica obtida para a geometria tridimensional foi feita de forma totalmente análoga à subseção anterior, porém, foi usado o programa “Convective Adsorption – Desorption” (SILVA e SILVA, 2009c) para a condição de contorno do terceiro tipo. Para os dados das Tabelas 4.1 e 4.2, os parâmetros obtidos através do programa supracitado foram $D_A = 1,1704 \times 10^{-8} \text{ m}^2 \text{ min}^{-1}$ e $h = 2,1269 \times 10^{-4} \text{ m min}^{-1}$. A Tabela 4.4 apresenta valores da quantidade média de água em instantes específicos obtidos a partir da solução analítica e da solução numérica, assim como o erro percentual em relação ao valor da solução analítica.

Tabela 4.4: Quantidade média de água em função do tempo para as soluções analítica e numérica com condição de contorno do terceiro tipo e erro relativo.

t (min)	\overline{QA} analítica (%)	\overline{QA} numérica (%)	Erro relativo (%)
18,000	89,9015	90,4549	0,6118
72,000	80,5467	80,7577	0,2613
90,000	78,5976	78,7741	0,2240
126,00	75,4416	75,5745	0,1759
216,00	69,9608	70,0410	0,1145
288,00	66,9355	66,9946	0,0882
774,00	58,0712	58,0860	0,0255
1458,0	55,7135	55,7162	0,0049
1476,0	55,6943	55,6969	0,0047
1800,0	55,4752	55,4763	0,0021

Pode-se observar que os valores encontrados para o erro percentual diminuem significativamente com o passar do tempo, apresentando um erro máximo, muito satisfatório, de apenas 0,6118%. A Figura 4.4 apresenta a superposição dos dois gráficos, mostrando uma quase imperceptível diferença entre eles. Mais uma vez, vale ressaltar que essa disparidade se deve ao erro de truncamento da série expressa na solução analítica, isto é, na troca de uma série infinita por uma soma finita (DAVIS, 1984).

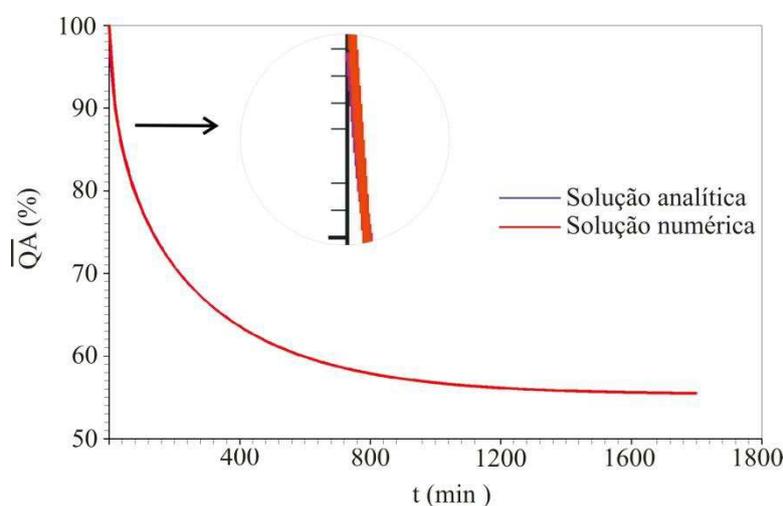


Figura 4.4: Superposição dos valores médios da quantidade de água para as soluções analítica e numérica.

4.1.3. Testes de consistência para a solução numérica

Para os dados das Tabelas 4.1 e 4.2, e os parâmetros $D_A = 1,1704 \times 10^{-8} \text{ m}^2 \text{ min}^{-1}$ e $h = 2,1269 \times 10^{-4} \text{ m min}^{-1}$, considerou-se o domínio computacional equivalente a um paralelepípedo de arestas L_x , L_y e L_z dividido em uma malha com $7 \times 7 \times 7$ volumes de controle, como mostrado na Figura 4.5. A consistência do *solver* desenvolvido neste trabalho foi analisada considerando-se a cinética da grandeza de interesse em determinados volumes de controle simetricamente distribuídos. Considerando-se a mesma condição de contorno em todas as faces, a regularidade e a simetria do paralelepípedo, buscou-se a verificação da correspondência entre os resultados obtidos nos volumes de controle simetricamente dispostos.

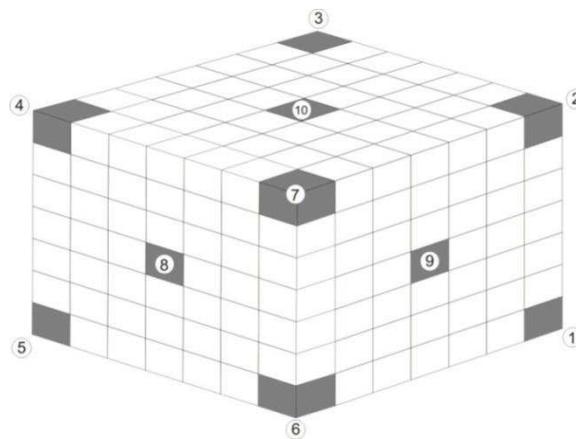


Figura 4.5: Paralelepípedo discretizado, malha de $7 \times 7 \times 7$ volumes de controle.

Cada volume de controle (VC) destacado na Figura 4.5 está associado a um número, de acordo com a Tabela 4.5:

Tabela 4.5: Notação para os volumes de controle.

Nº	VC
1	→ (7,1,1)
2	→ (7,7,1)
3	→ (1,7,1)
4	→ (1,7,7)
5	→ (1,1,7)
6	→ (7,1,7)
7	→ (7,7,7)
8	→ (4,4,7)
9	→ (7,4,4)
10	→ (4,7,4)

Com os dados e condições descritas, foi simulada a cinética de quantidade de água com a condição de contorno do terceiro tipo.

4.1.3.1. Testes de consistência: vértices

Para os volumes de controle situados nos vértices inferiores do paralelepípedo, utilizou-se a notação fixada na Tabela 4.6:

Tabela 4.6: Notação para os volumes de controle aos vértices inferiores.

Face	VC
WSB	(1,1,1)
ESB	(7,1,1)
ESF	(7,1,7)
WSF	(1,1,7)

As cinéticas de quantidade de água nos volumes de controle mostrados na Tabela 4.6 estão apresentadas nas Figuras 4.6, 4.7, 4.8 e 4.9, respectivamente.

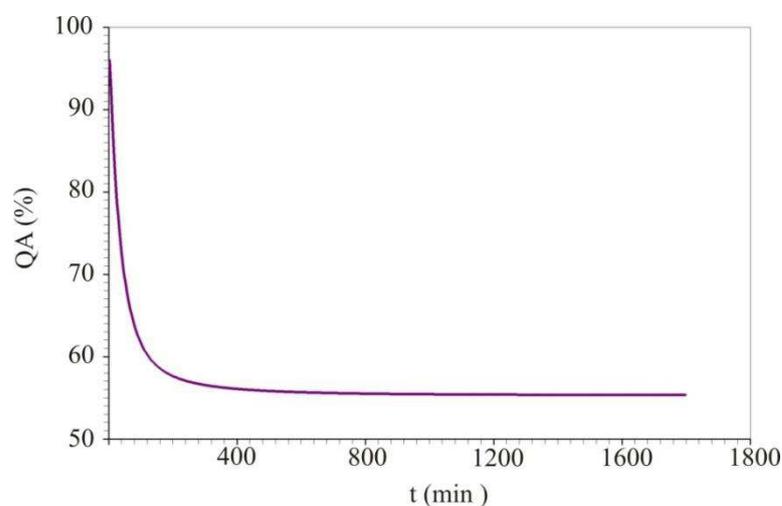


Figura 4.6: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (1,1,1).

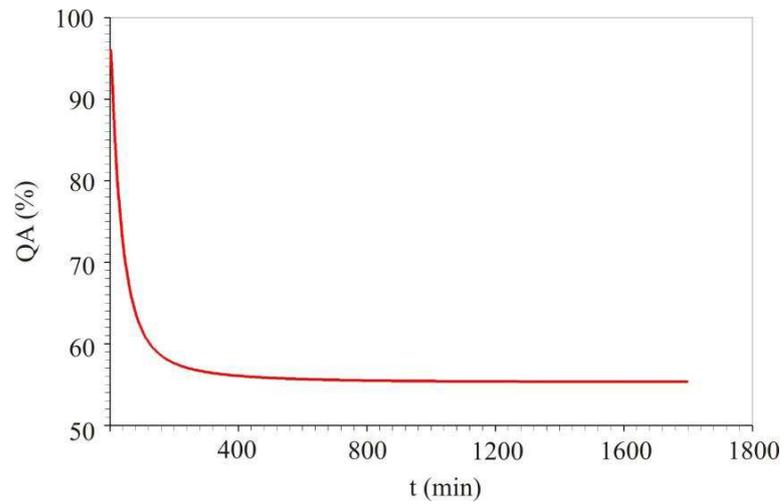


Figura 4.7: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (7,1,1).

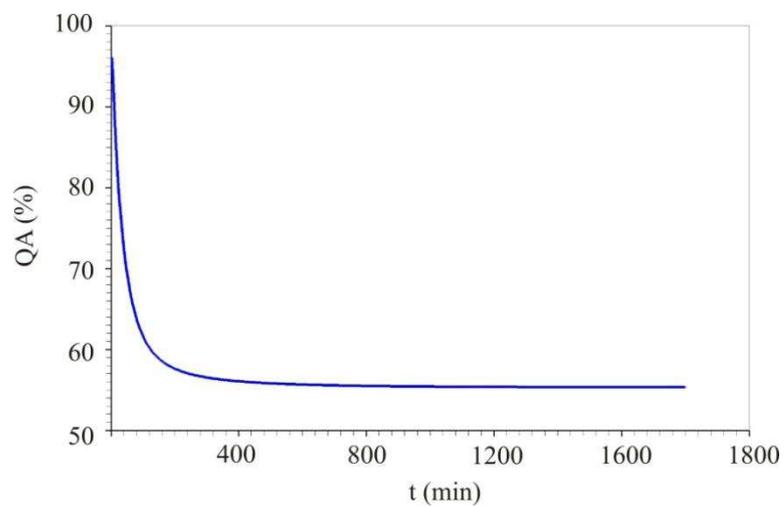


Figura 4.8: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (7,1,7).

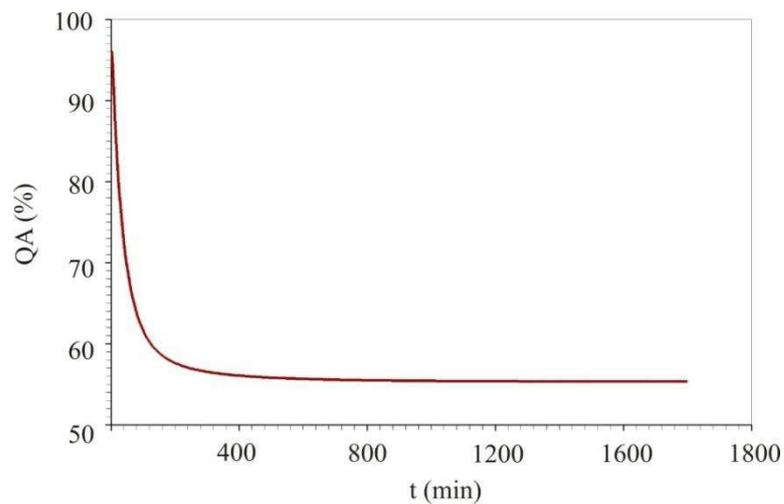


Figura 4.9: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (1,1,7).

Superpondo as Figuras 4.6, 4.7, 4.8 e 4.9 em um mesmo sistema de eixos, observa-se uma boa concordância, expressa na Figura 4.10.

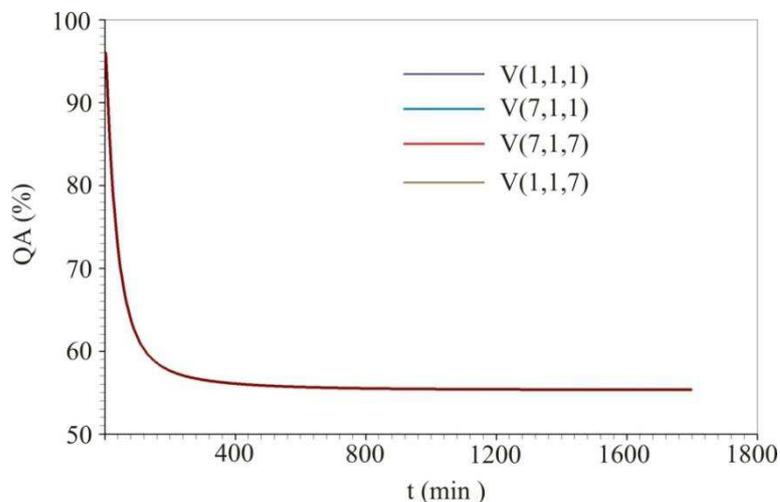


Figura 4.10: Superposição dos transientes da quantidade de água nos volumes de controle localizados nos vértices inferiores.

No gráfico da Figura 4.10 não se pode identificar as quatro curvas pelo fato de que os resultados são numericamente iguais. A Tabela 4.7 apresenta os valores de QA nos volumes de controle da Tabela 4.6 em oito instantes de tempo. Observa-se uma ótima concordância entre os valores obtidos para o perfil de umidade nos vértices inferiores do paralelepípedo.

Tabela 4.7: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos vértices inferiores em oito instantes distintos.

t (min)	QA (%) VC(1,1,1)	QA (%) VC(7,1,1)	QA (%) VC(7,1,7)	QA (%) VC(1,1,7)
0,2500	99,7020	99,7020	99,7020	99,7020
296,28	56,5673	56,5673	56,5673	56,5673
322,54	56,4061	56,4061	56,4061	56,4061
546,31	55,7409	55,7409	55,7409	55,7409
1129,9	55,3909	55,3909	55,3909	55,3909
1465,7	55,3535	55,3535	55,3535	55,3535
1497,9	55,3516	55,3516	55,3516	55,3516
1800,2	55,3401	55,3401	55,3401	55,3401

Analogamente, para os vértices superiores, usou-se a notação da Tabela 4.8.

Tabela 4.8: Notação para os volumes de controle aos vértices superiores.

Face	VC
WNB	(1,7,1)
ENB	(7,7,1)
ENF	(7,7,7)
WNF	(1,7,7)

As cinéticas correspondentes estão apresentadas nas Figuras 4.11, 4.12, 4.13 e 4.14.

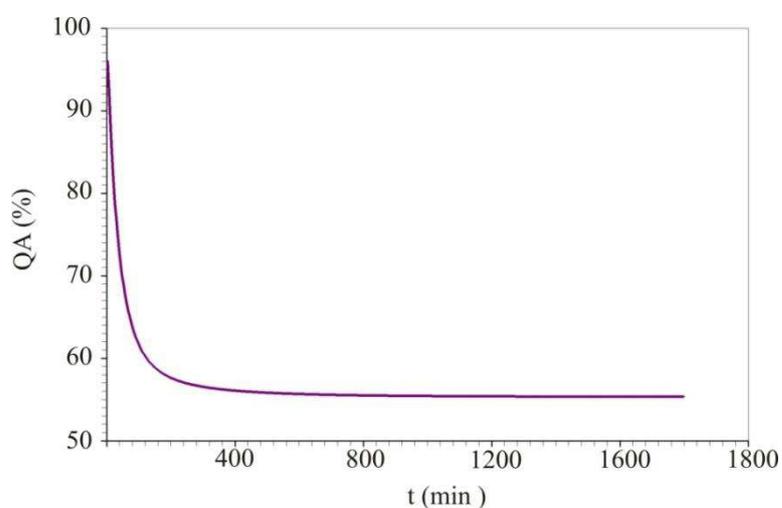


Figura 4.11: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (1,7,1).

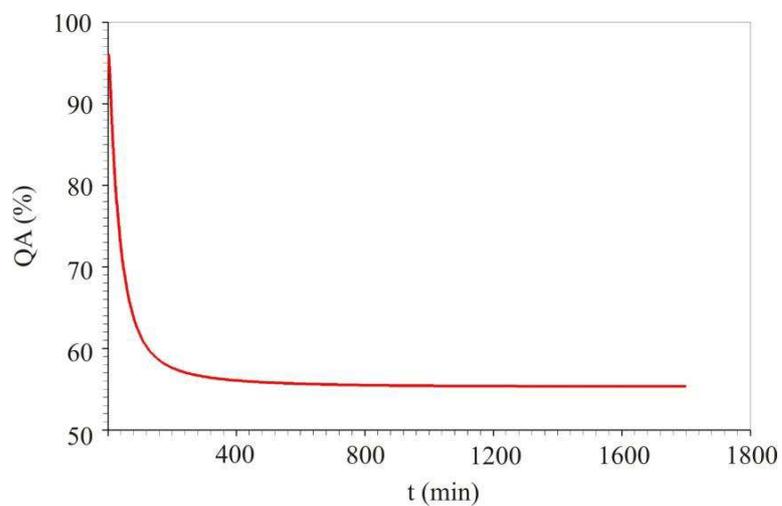


Figura 4.12: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (7,7,1).

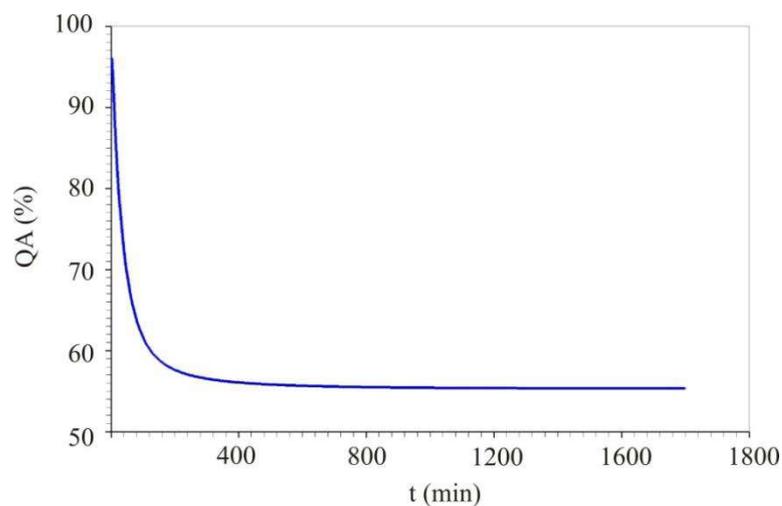


Figura 4.13: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (7,7,7).

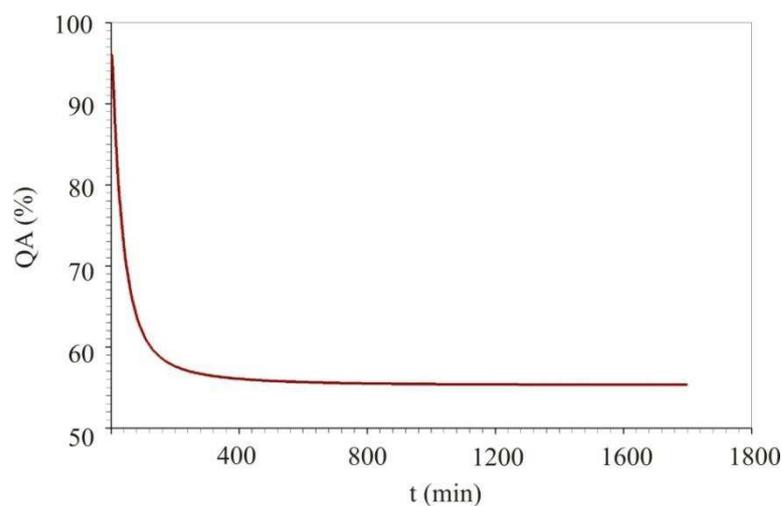


Figura 4.14: Cinética da quantidade percentual de água no volume de controle (1,7,7).

A Figura 4.15 ilustra a superposição dos gráficos apresentados nas Figuras 4.11, 4.12, 4.13 e 4.14. Percebe-se a total compatibilidade entre os gráficos, o que significa que os volumes de controle especificados possuem exatamente a mesma quantidade de água.

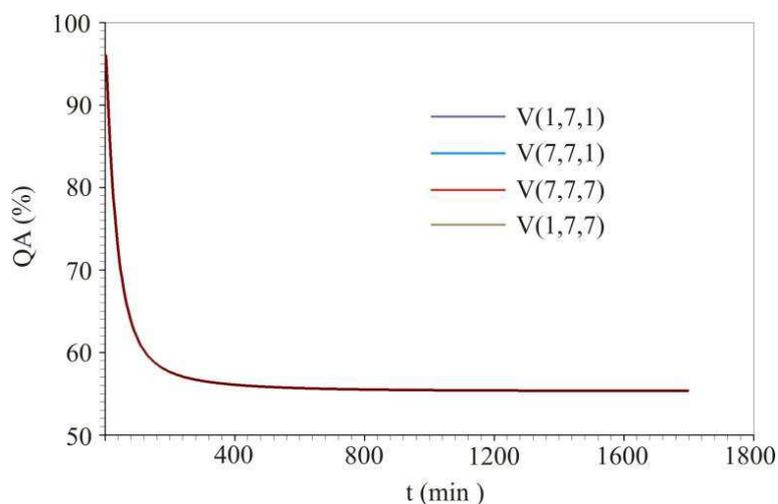


Figura 4.15: Superposição dos transientes da quantidade de água nos volumes de controle localizados nos vértices superiores.

A Tabela 4.9 apresenta os valores obtidos para QA nos volumes de controle da Tabela 4.8, localizados nos vértices superiores, em oito instantes distintos escolhidos aleatoriamente.

Tabela 4.9: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos vértices superiores em oito instantes distintos.

t min	QA (%) VC(1,7,1)	QA (%) VC(7,7,1)	QA (%) VC(7,7,7)	QA (%) VC(1,7,7)
16,0018	85,0310	85,0310	85,0310	85,0310
151,767	58,8211	58,8211	58,8211	58,8211
758,834	55,5245	55,5245	55,5245	55,5245
1086,37	55,3994	55,3994	55,3994	55,3994
1453,66	55,3543	55,3543	55,3543	55,3543
1613,43	55,3460	55,346	55,3460	55,3460
1717,19	55,3423	55,3423	55,3423	55,3423
1799,95	55,3401	55,3401	55,3401	55,3401

Observa-se, da Figura 4.15 e da Tabela 4.9, que as cinéticas da quantidade de água para os volumes de controle localizados nos vértices superiores estão em plena concordância.

4.1.3.2. Testes de consistência: volumes no centro de cada face

Para assegurar ainda mais a consistência do *solver* desenvolvido, foi analisado também a perda de água nos volumes de controle localizados no centro de cada face. Utilizou-se a notação da Tabela 4.10.

Tabela 4.10: Centro das faces.

Face	VC
W	(1,4,4)
E	(7,4,4)
S	(4,1,4)
N	(4,7,4)
B	(4,4,1)
F	(4,4,7)

Foram comparadas as cinéticas nos volumes de controle centrais de cada face aos pares, ou seja, foram analisados leste e oeste, norte e sul e frente e atrás, de acordo com a simetria de suas posições.

Para os volumes de controle centrais das faces leste e oeste, as cinéticas da quantidade de água QA apresentaram uma nítida adequação, como pode ser comprovado através da superposição mostrada na Figura 4.16.

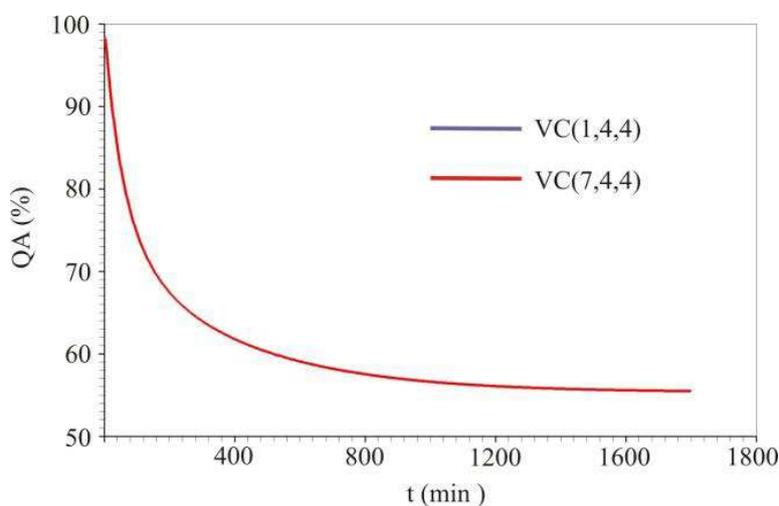


Figura 4.16: Superposição da quantidade de água nos volumes de controle localizados no centro das faces leste e oeste.

A Tabela 4.11 expõe os valores da perda de água em oito instantes distintos, tomados aleatoriamente para os volumes de controle dos centros das faces leste e oeste.

Tabela 4.11: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos centros das faces leste e oeste em oito instantes distintos.

t min	QA (%) VC(1,4,4)	QA (%) VC(7,4,4)
24,5027	89,8001	89,8001
448,55	60,9626	60,9626
690,827	58,2616	58,2616
1005,86	56,5863	56,5863
1139,13	56,2047	56,2047
1151,13	56,1765	56,1765
1647,93	55,5467	55,5467
1799,95	55,4727	55,4727

Percebe-se uma total concordância entre os resultados.

Para os volumes de controle localizados nos centros das faces norte e sul, a superposição dos gráficos que representam as cinéticas das quantidades de água QA , é mostrada na Figura 4.17.

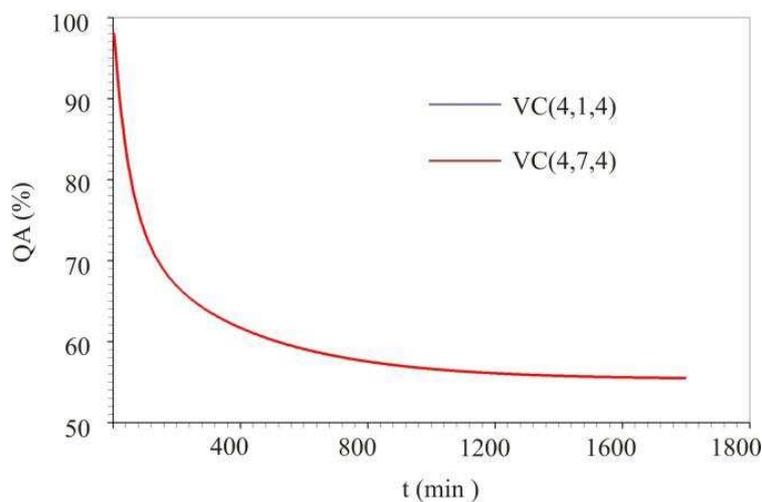


Figura 4.17: Superposição da quantidade de água nos volumes de controle localizados no centro das faces norte e sul.

A concordância dos valores obtidos é confirmada pela Tabela 4.12.

Tabela 4.12: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos centros das faces norte e sul em oito instantes distintos.

t min	QA (%) VC(4,1,4)	QA (%) VC(4,7,4)
1,0001	99,4302	99,4302
158,52	68,8818	68,8818
267,53	64,5850	64,5850
679,58	58,3552	58,3552
715,83	58,0773	58,0773
727,83	57,9909	57,9909
1479,2	55,6761	55,6761
1799,7	55,4734	55,4734

A análise da cinética da quantidade de água QA realizada nos volumes de controle centrais das faces frente e atrás, resultou nos gráficos ilustrados na Figura 4.18, a seguir.

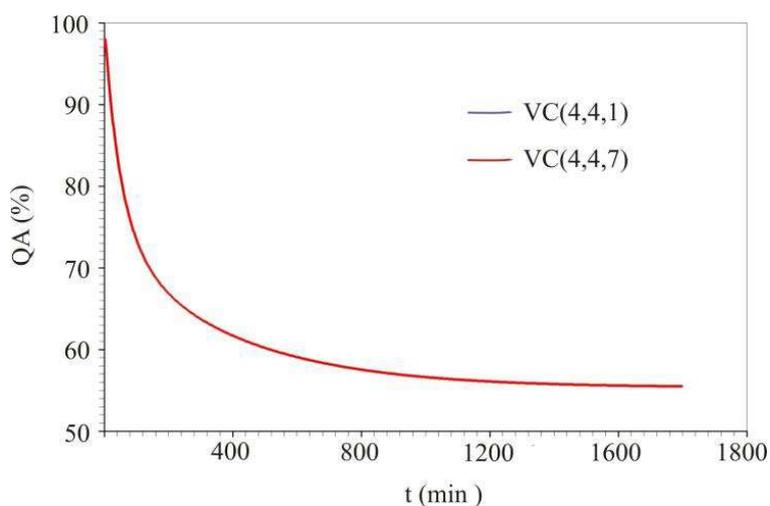


Figura 4.18: Superposição da quantidade de água nos volumes de controle localizados no centro das faces frente e atrás.

Os valores de QA nestes volumes de controle também são concordantes e isto pode ser comprovado através da Tabela 4.13, que apresenta os referidos valores em oito instantes distintos e escolhidos com certa distância para se obter melhor compreensão.

Tabela 4.13: Valores da quantidade de água nos volumes de controle dos centros das faces norte e sul em oito instantes distintos.

t min	QA (%) VC(4,4,1)	QA (%) VC(4,4,7)
5,0006	99,4382	99,4382
98,761	89,9792	89,9792
171,52	83,0454	83,0454
317,04	71,7660	71,7660
813,84	58,1540	58,1540
838,09	57,9391	57,9391
935,10	57,2405	57,2405
1650,2	55,5538	55,5538

Por fim, foram analisados os valores da quantidade de água QA em dois volumes de controle localizados na parte interna do paralelepípedo, em posições simétricas em relação ao plano vertical que passa pelo centro do sólido, a saber, os volumes de controle VC(3,5,3) e VC(5,5,3). A superposição dos seus gráficos está ilustrada na Figura 4.19.

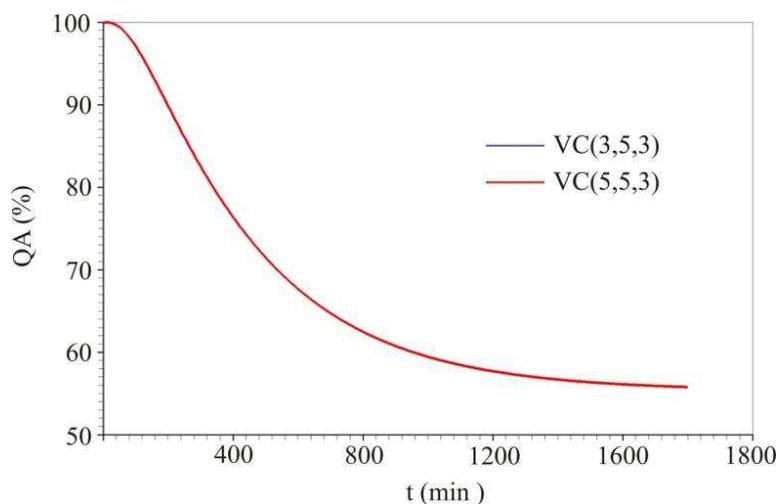


Figura 4.19: Superposição dos valores de QA nos volumes de controle VC(3,5,3) e VC(5,5,3).

A Tabela 4.14 apresenta a quantidade de água oito instantes de tempo escolhidos aleatoriamente.

Tabela 4.14: Quantidade de água nos volumes de controle VC(3,5,3) e VC(5,5,3) em oito instantes de tempo.

t min	QA (%) VC(3,5,3)	QA (%) VC(5,5,3)
1,0000	99,99999	99,99999
122,25	95,67195	95,67195
582,75	68,26054	68,26054
594,75	67,84726	67,84726
655,25	65,95008	65,95008
679,50	65,27053	65,27053
728,00	64,03598	64,03598
1527,8	56,27620	56,27620

Portanto, a cinética da quantidade de água nos volumes de controle simetricamente localizados apresentou excelente concordância, como era esperado, devido às condições físicas semelhantes nestes volumes de controle e à simetria inerentes ao paralelepípedo. Logo, o programa desenvolvido para a obtenção da solução numérica apresenta consistência satisfatória.

4.1.4. Testes de coerência para a solução numérica

A fim de verificar a coerência dos resultados referentes *solver* desenvolvido, foi usado um domínio dividido em uma malha uniforme de $20 \times 20 \times 20$ volumes de controle, considerando o evento com tempo total de 1800 minutos, com 7200 passos no tempo. Realizou-se a análise em quatro volumes de controle específicos, expressos na Tabela 4.15.

Tabela 4.15: Volumes de controle usados no teste de coerência.

Notação	Volume de Controle
V1	VC(10,10,10)
V2	VC(15,10,12)
V3	VC(18,12,8)
V4	VC(20,15,16)

O volume de controle V1 localiza-se mais próximo ao centro do paralelepípedo do que os demais; o volume V2 está em uma posição intermediária; o volume de

controle V3, por sua vez, está inserido próximo da face oeste do sólido e o volume de controle V4 se encontra na face oeste, isto é, em contato com o meio externo.

Os valores da quantidade de água obtidos através das simulações geraram os gráficos representados na Figura 4.20.

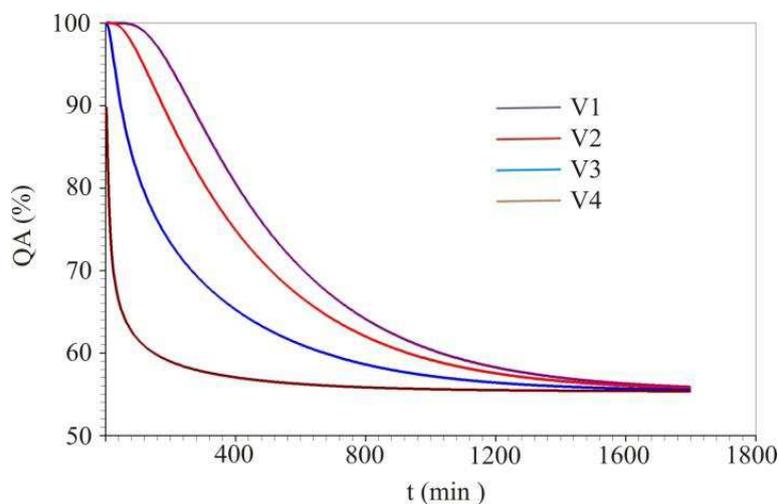


Figura 4.20: Comportamento da quantidade de água nos volumes de controle V1, V2, V3 e V4.

A perda de água é maior à medida que o volume de controle localiza-se mais próximo do meio externo. O volume de controle V2 e V3, que se localizam em posições intermediárias em relação aos volumes de controle V1 e V4, têm quantidade de água também com valores intermediários em relação aos outros dois.

A Tabela 4.16 apresenta os valores da quantidade de água em oito instantes distintos, aleatórios, nos quatro volumes de controle escolhidos.

Tabela 4.16: Valores de QA nos volumes de controle V1, V2, V3 e V4.

t min	QA (%) VC(10,10,10)	QA (%) VC(15,10,12)	QA (%) VC(18,12,8)	QA (%) VC(20,15,16)
30,0033	99,9996	99,8865	94,3337	68,4739
78,5087	99,8333	97,8137	84,4438	62,7464
284,532	88,5686	81,7829	69,1699	57,8851
417,796	79,4733	74,0092	64,7727	56,9336
611,818	69,9062	66,4554	60,8422	56,1971
805,840	63,9763	61,8885	58,5440	55,8113
1193,63	58,2946	57,5640	56,4117	55,4840
1617,68	56,2312	56,0072	55,6566	55,3764

Os resultados mostram que o *solver* desenvolvido é fisicamente coerente.

4.1.5. Teste de simetria

Devido regularidade geométrica da forma do paralelepípedo, pode-se considerar a condição de simetria para resolver numericamente o problema difusivo utilizando-se apenas uma parte simétrica da malha, a saber, apenas uma oitava parte do sólido, conforme é mostrado na Figura 4.21.

Será utilizado o conceito de simetria a fim de reduzir o tempo de execução do programa desenvolvido, e assim, se obter economia no custo computacional.

Considere, genericamente, um subdomínio correspondendo à oitava parte do paralelepípedo, tal qual ilustrado a Figura 4.21, que não está em escala.

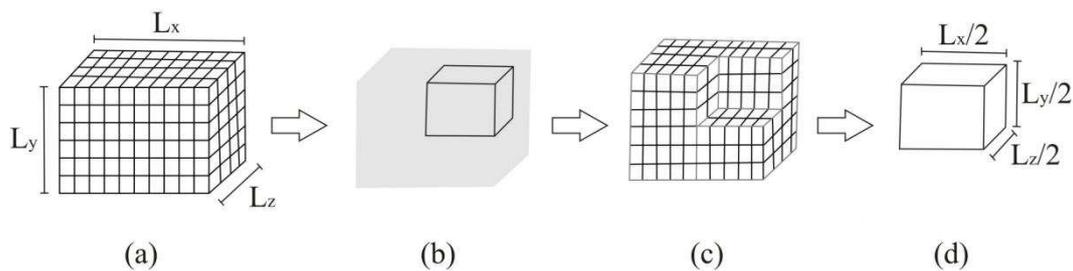


Figura 4.21: (a) Domínio computacional; (b) destaque do octante a ser removido; (c) domínio restante após a remoção do octante (Fonte: AIRES, 2016); (d) octante removido.

Nos volumes de controle do novo domínio, Figura 4.21 (d), que têm contato com as faces oeste, atrás e sul, o fluxo da grandeza de interesse é considerado nulo. Logo, nas equações discretizadas para estes volumes de controle, tem-se,

$$\Gamma^{\Phi} \frac{\partial \Phi}{\partial x} \Big|_w = \Gamma^{\Phi} \frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big|_s = \Gamma^{\Phi} \frac{\partial \Phi}{\partial z} \Big|_b = 0 \quad (4.1)$$

Isto torna as equações mais simples. As dimensões do novo domínio correspondem à metade das medidas originais, como mostra as Figuras 4.21 (c) e (d). Assim, uma malha computacional reduzida é obtida.

As condições físicas aqui consideradas são iguais para todas as faces do paralelepípedo. No teste que se segue, serão usados, convenientemente, os valores iniciais para os parâmetros físicos dados nas Tabelas 4.1, 4.2, e $D_A = 1,1704 \times 10^{-8} \text{ m}^2 \text{ min}^{-1}$ e $h = 2,1269 \times 10^{-4} \text{ m min}^{-1}$.

Para a primeira simulação, foi utilizada uma malha uniforme dividida em $20 \times 20 \times 20$ volumes de controle, considerando o evento com tempo total de 1800 minutos, com 7200 passos no tempo, resultando assim em um intervalo $\Delta t = 0,25 \text{ min}$. O tempo de execução da simulação, neste caso, foi de 17,87 segundos. O gráfico do resultado obtido encontra-se na Figura 4.22.

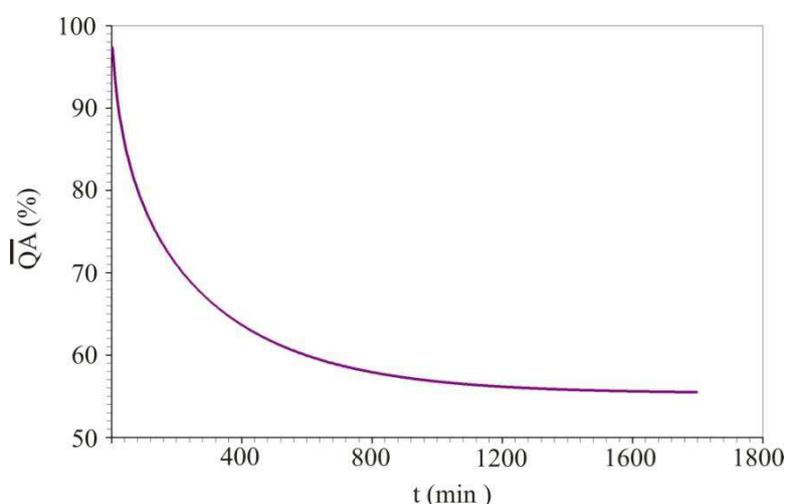


Figura 4.22: Cinética da quantidade média de água para o paralelepípedo completo, malha com $20 \times 20 \times 20$ VC.

Para a segunda simulação, foi utilizada uma malha uniforme dividida em $10 \times 10 \times 10$ volumes de controle, foi feito o uso da simetria e as dimensões utilizadas foram $L_x/2 = 4,815 \times 10^{-3} \text{ m}$, $L_y/2 = 4,5235 \times 10^{-3} \text{ m}$ e $L_z/2 = 10,4335 \times 10^{-3} \text{ m}$. Considerou-se um domínio correspondente a um oitavo do domínio original, como foi descrito na Figura 4.21. Nos volumes de controle do novo domínio que fazem fronteira com as faces oeste, atrás e sul, os fluxos da grandeza de interesse foram considerados iguais a zero e para demais valores foram considerados os mesmos da primeira simulação. Teve-se um tempo de execução de 2,82 segundos e o gráfico obtido para a quantidade de água está representado na Figura 4.23.

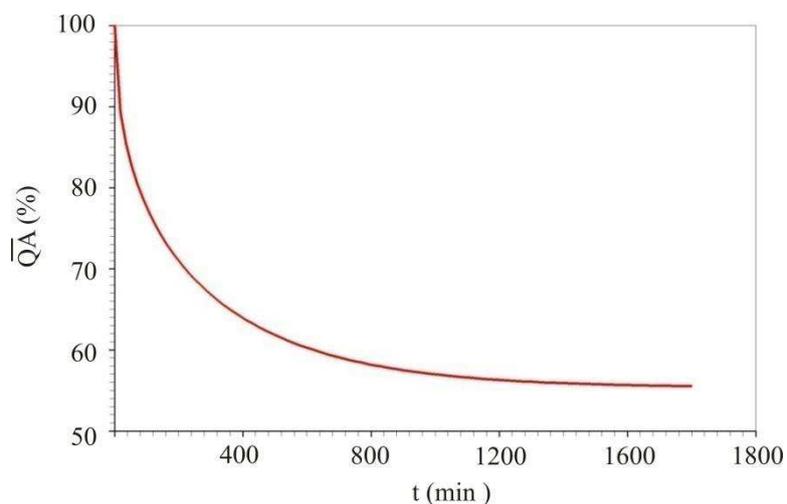


Figura 4.23: Cinética da quantidade média de água usando a simetria, malha com $10 \times 10 \times 10$ volumes de controle.

A partir dos valores encontrados para a quantidade de água, percebe-se que existe uma perfeita concordância entre eles. Isto se reflete na ilustração dos dois gráficos quando colocados em um mesmo sistema de eixos, como mostram a Figura 4.24, e a Tabela 4.17, na qual é apresentado o erro relativo entre cada simulação em oito instantes distintos escolhidos aleatoriamente.

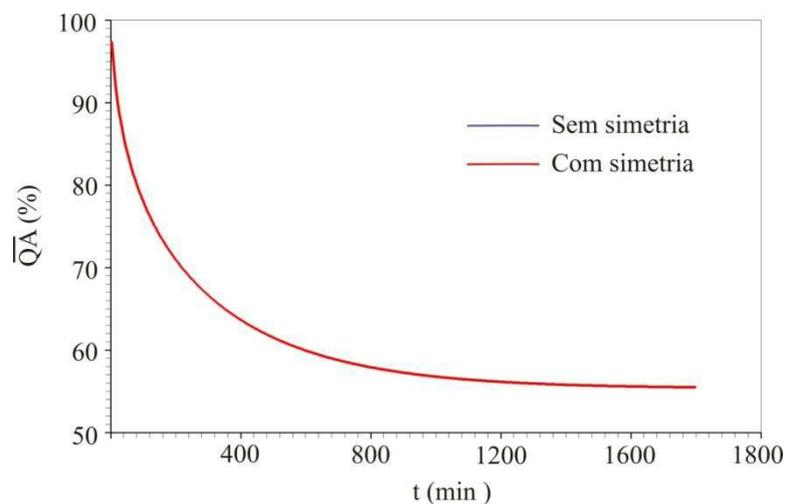


Figura 4.24: Superposição das cinéticas da quantidade de água obtidas sem e com o uso da simetria.

Tabela 4.17: Valores de \overline{QA} em oito instantes distintos.

t min	\overline{QA} (%)		Erro relativo (%)
	Sem simetria	Com simetria	
10,0000	93,99106	93,99106	0,00000
46,2500	84,73905	84,73905	0,00000
82,5000	79,81850	79,81850	0,00000
155,250	73,62424	73,62424	0,00000
228,000	69,56777	69,56777	0,00000
349,250	65,04172	65,04172	0,00000
458,250	62,32422	62,32422	0,00000
1488,25	55,68746	55,68746	0,00000

É importante ressaltar a redução do tempo de execução da simulação com o uso da simetria, que é cerca de oito vezes menor do que a simulação sem o uso de simetria, demonstrando assim a economia de tempo de atividade computacional.

4.2. Descrição das cinéticas de secagem contínua e intermitente

A presente seção apresenta resultados experimentais e de simulação relativos ao processo de secagem de maçãs em formato de paralelepípedo. Apresenta-se uma análise detalhada dos resultados obtidos através dos modelos de Page e de difusão além da metodologia utilizada a fim de determinar valores ótimos para a difusividade e para o coeficiente de transferência convectiva de massa, a partir dos dados experimentais.

As Tabelas A1 até A14, apresentadas no Apêndice, apresentam as condições e os dados obtidos nos experimentos referentes às secagens contínuas e intermitentes (com e sem pré-tratamento osmótico) dos paralelepípedos de maçã para as temperaturas de 50°C e 70°C, nomeadamente os teores de umidade (\bar{X}) em base seca (b.s.) e os dados obtidos para os teores de umidade adimensionais (\bar{X}^*).

4.2.1. Secagem contínua e intermitente de maçã fresca

Os experimentos de secagem aqui tratados seguem as metodologias descritas na Seção 3.3.

As temperaturas utilizadas para as secagens foram de 50 °C e 70°C. Os períodos de tempo necessários para que as amostras submetidas à secagem atingissem o equilíbrio variaram de acordo com a temperatura do ar de secagem e com as condições climáticas, em especial a umidade relativa do ar ambiente, que variou do início ao fim do processo, com média em torno de 45%.

A seguir, as Tabelas 4.18 e 4.19, trazem as informações e dados iniciais sobre os experimentos referentes às secagens de maçãs para as temperaturas de 50 °C e 70 °C (respectivamente), umidade relativa (UR) do ar externa à estufa, teor de umidade inicial e de equilíbrio, e as dimensões iniciais dos paralelepípedos de maçã. Neste sentido, a indicação de tempo à frente da palavra intermitente refere-se ao tempo de exposição à fonte de calor das amostras em cada experimento.

Tabela 4.18: Condições e dados das secagens a 50 °C (maçã fresca).

Secagem	UR (%)	\bar{X}_0 (b.s.)	\bar{X}_{eq} (b.s.)	L_{x_0}	L_{y_0}	L_{z_0} (10^{-3} m)
Contínua	39 - 51	6,807	0,266	9,78	9,46	22,19
Intermitente 15 min	38 - 50	6,485	0,29	9,91	9,82	19,87
Intermitente 30 min	36 - 53	9,626	0,446	9,66	9,57	20,65
Intermitente 60 min	34 - 54	6,743	0,368	9,76	9,76	21,46

Tabela 4.19: Condições e dados das secagens a 70 °C (maçã fresca).

Secagem	UR (%)	\bar{X}_0 (b.s.)	\bar{X}_{eq} (b.s.)	L_{x_0}	L_{y_0}	L_{z_0} (10^{-3} m)
Contínua	38 - 51	7,693	0,21	9,27	9,17	21,84
Intermitente 15 min	39 - 60	6,919	0,408	9,72	9,49	21,11
Intermitente 30 min	38 - 53	6,889	0,232	9,79	9,45	20,92
Intermitente 60 min	34 - 53	8,507	0,345	9,62	9,53	20,26

As Figuras 4.25 e 4.26 apresentam as cinéticas dos teores de umidades adimensionais, \bar{X}^* , relativos às secagens contínuas das amostras a 50 e 70 °C. Mais resultados acerca das cinéticas de secagem de maçã fresca encontram-se no Apêndice A (Tabelas A1 até A8).

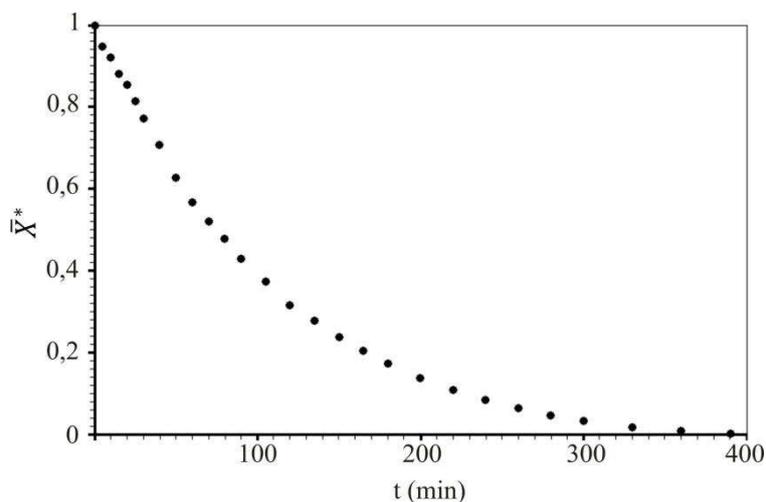


Figura 4.25: Cinética de secagem contínua das amostras frescas a 50 °C.

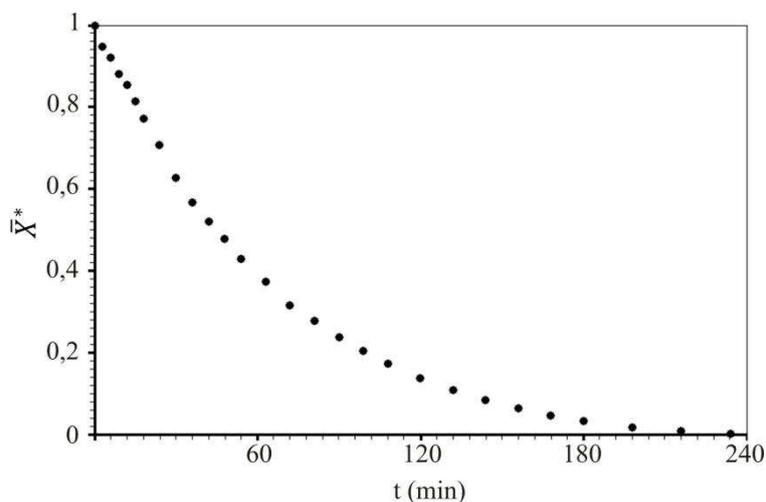


Figura 4.26: Cinética de secagem contínua das amostras frescas a 70 °C.

As Figuras 4.25 e 4.26 representam bem um processo de secagem de frutas. Os tempos de secagem das amostras, apesar dos diferentes valores para os teores de umidades iniciais, apresentam esperada diferença em relação às temperaturas utilizadas, haja vista que o processo que se utiliza 70 °C notoriamente menor.

As Figuras de 4.27 até 4.32 apresentam as cinéticas dos teores de umidades adimensionais, \bar{X}^* , relativos às secagens intermitentes, com razão de intermitência $\alpha = 2/3$, das amostras a 50 e 70 °C.

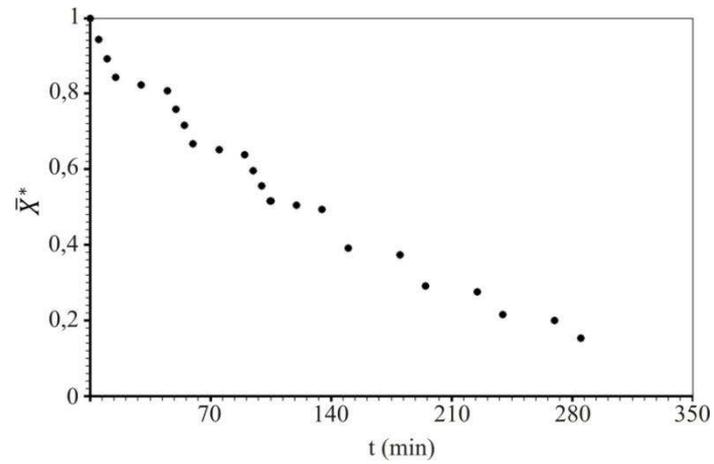


Figura 4.27: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 15$ min a 50 °C.

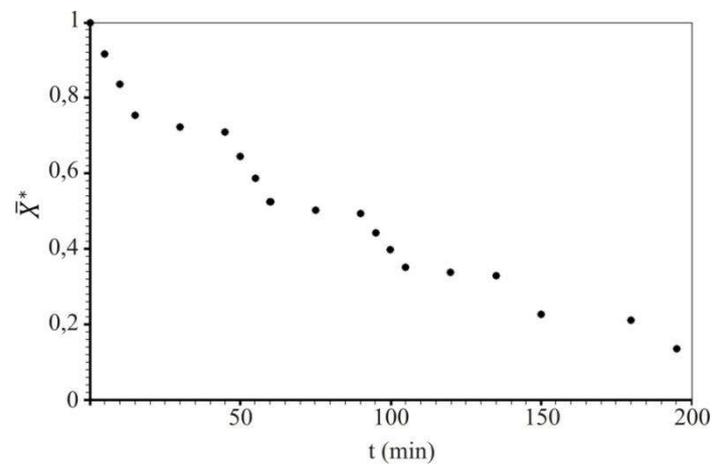


Figura 4.28: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 15$ min a 70 °C.

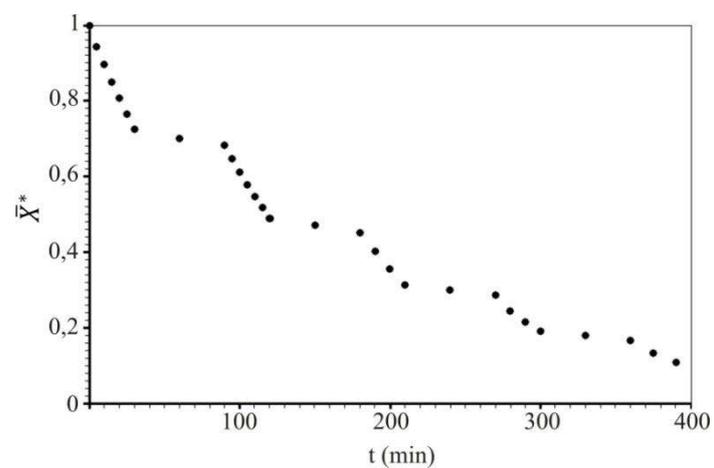


Figura 4.29: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 30$ min a 50 °C.

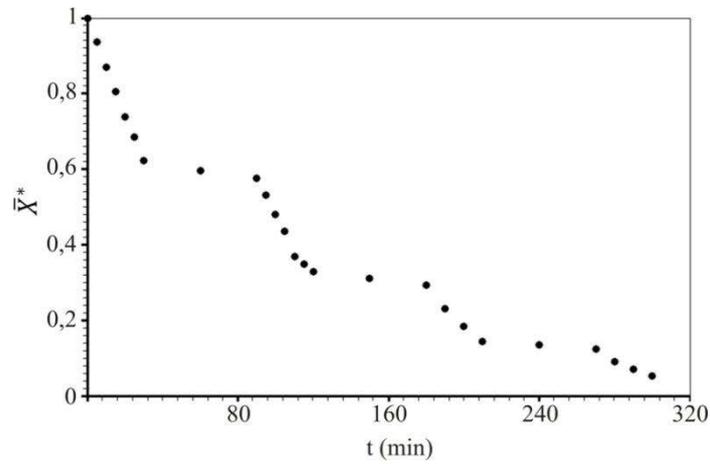


Figura 4.30: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 30$ min a 70 °C.

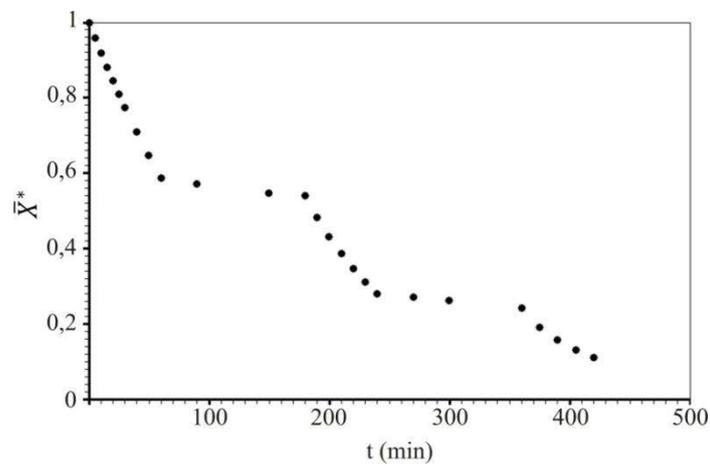


Figura 4.31: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 60$ min a 50 °C.

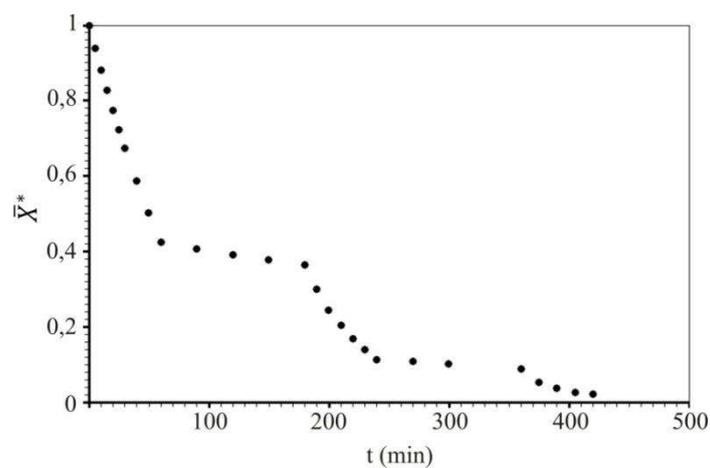


Figura 4.32: Cinética de secagem intermitente das amostras frescas com $t_{in} = 60$ min a 70 °C.

A partir das Figuras 4.27 até 4.32, como primeira análise, verifica-se que, apesar de desprezado por muitos autores, durante a secagem intermitente, as amostras continuam perdendo uma certa quantidade de água durante o período de têmpera. Logo, não é completamente correto considerar que o teor de umidade seja constante durante essa fase do processo.

4.2.2. Descrição das cinéticas de secagens contínua e intermitente por modelo empírico (Page)

A literatura traz muitos trabalhos que se utilizam de modelos empíricos para descrever a cinética de secagem e identificar as características de diversos produtos agrícolas durante a secagem (BAINI e LANGRISH, 2007; CORRÊA et al., 2007; GANESAPILLAI et al., 2008; HII et al., 2009; DIAMANTE et al., 2010; KUMAR et al., 2010; MUNDADA et al., 2011; TUNDE-AKINTUNDE e OGUNLAKIN, 2011). Os modelos empíricos não contemplam a descrição da distribuição da umidade no sólido estudado, o que pode limitar suas aplicações na descrição da secagem intermitente (BAINI e LANGRISH, 2007). Contudo, conforme será proposto nesta seção, observa-se que é possível utilizar modelos empíricos na descrição dessas cinéticas. No presente estudo, o modelo de Page foi utilizado para descrever as cinéticas de secagem intermitente de maçãs.

4.2.2.1. Resultados obtidos para as cinéticas de secagem contínua pelo modelo de Page

Para a simulação e determinação dos parâmetros de ajuste e indicadores estatísticos foi utilizado o programa *LS Optimizer Software*, desenvolvido por Silva e Silva (2016), acoplado ao *solver* escrito em linguagem FORTRAN.

A Tabela 4.20 mostra os parâmetros k_1 e k_2 obtidos a partir do modelo de Page, mostrado na Equação 2.3.

Tabela 4.20: Parâmetros obtidos para as cinéticas de secagem contínua para o modelo de Page.

Temperatura (°C)	k_1	k_2	R^2	χ^2
50	$6,543 \times 10^{-3}$	1,081	0,9994	$1,889 \times 10^{-3}$
70	$9,842 \times 10^{-3}$	1,128	0,9991	$2,588 \times 10^{-3}$

As simulações das cinéticas de secagem contínua dos paralelepípedos de maçã utilizando-se o modelo de Page, ajustado aos parâmetros da Tabela 4.20, juntamente com a superposição entre os valores simulados e experimentais, são apresentadas nas Figuras 4.33 e 4.34.

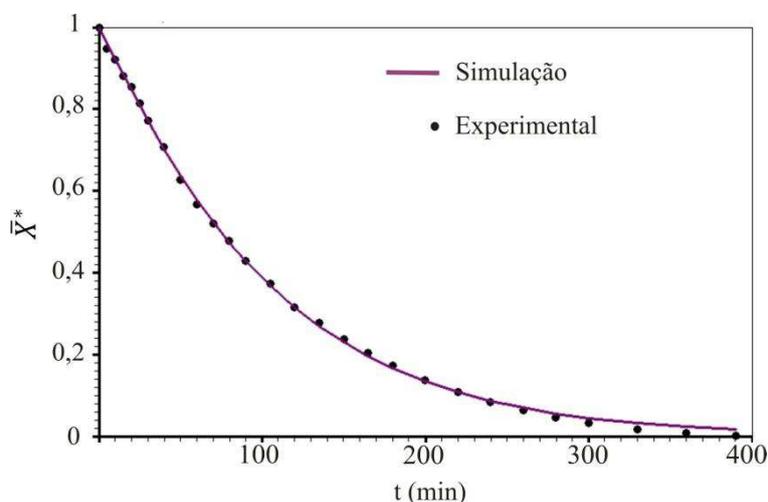


Figura 4.33: Cinética de secagem contínua a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

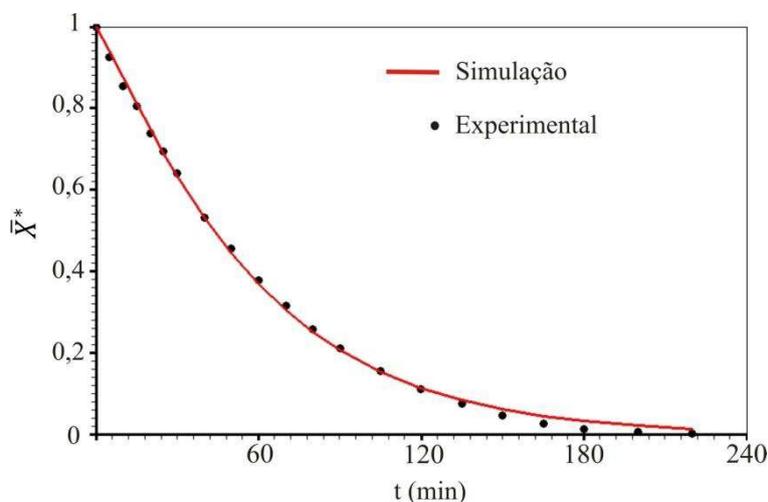


Figura 4.34: Cinética de secagem contínua a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

A partir das Figuras de 4.33 e 4.34, e dos indicadores estatísticos apresentados na Tabelas 4.20, pode-se concluir que o modelo de Page descreve bem as cinéticas de secagem das amostras de maçãs frescas. Ademais, os valores encontrados para os parâmetros de processo estão de acordo com os parâmetros determinados por Souza e Ocácia (2009).

4.2.2.2. Resultados obtidos para as cinéticas de secagem intermitente pelo modelo de Page

A seguir serão apresentados os resultados obtidos pela simulação das cinéticas de secagem intermitente, com razão de intermitência $\alpha = 2/3$, utilizando-se o modelo de Page.

Analisando-se as Figuras 4.27 até 4.32, nota-se que apesar da perda de velocidade, durante o período de têmpera, o fenômeno da perda de umidade pelo sólido existe. Para incluir esse fato ao modelo, foram considerados dois parâmetros para o período em que o sólido se encontra no interior do secador, k_{1in} e k_{2in} (Equação 3.51), e outros dois parâmetros para o período de têmpera, isto é, quando o sólido encontrava-se em repouso no dessecador, fora da estufa, k_{1out} e k_{2out} (Equação 3.52). As Tabelas 4.21 e 4.22 apresentam os parâmetros e os indicadores estatísticos obtidos.

Tabela 4.21: Parâmetros obtidos para as cinéticas de secagem intermitente a 50 °C para o modelo de Page.

t_{in} (min)	k_{1in}	k_{2in}	k_{1out}	k_{2out}	R^2	χ^2
15	$6,018 \times 10^{-3}$	1,242	$2,472 \times 10^{-4}$	1,682	0,9962	$6,015 \times 10^{-3}$
30	$9,428 \times 10^{-3}$	1,035	$8,628 \times 10^{-4}$	1,156	0,9973	$7,823 \times 10^{-3}$
60	$7,120 \times 10^{-3}$	1,059	$8,035 \times 10^{-5}$	1,578	0,9960	$9,885 \times 10^{-3}$

Tabela 4.22: Parâmetros obtidos para as cinéticas de secagem intermitente a 70 °C para o modelo de Page.

t_{in} (min)	k_{1in}	k_{2in}	k_{1out}	k_{2out}	R^2	χ^2
15	$1,169 \times 10^{-2}$	1,185	$1,266 \times 10^{-3}$	1,231	0,9977	$4,379 \times 10^{-3}$
30	$1,001 \times 10^{-2}$	1,141	$3,677 \times 10^{-4}$	1,478	0,9947	$1,590 \times 10^{-2}$
60	$9,801 \times 10^{-3}$	1,094	$6,449 \times 10^{-5}$	1,748	0,9964	$1,165 \times 10^{-2}$

As Figuras 4.35 até 4.40 a seguir apresentam as simulações das cinéticas de secagem intermitente de maçã utilizando-se o modelo de Page ajustado aos parâmetros das Tabelas 4.21 e 4.22, para cada configuração operacional, com as superposições entre os valores simulados e experimentais.

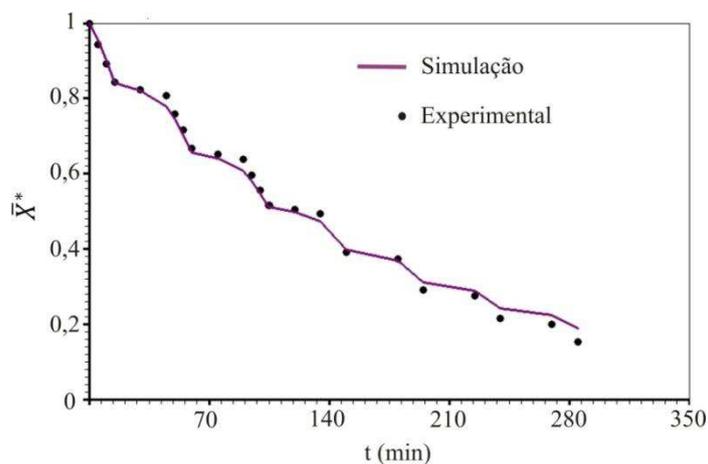


Figura 4.35: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

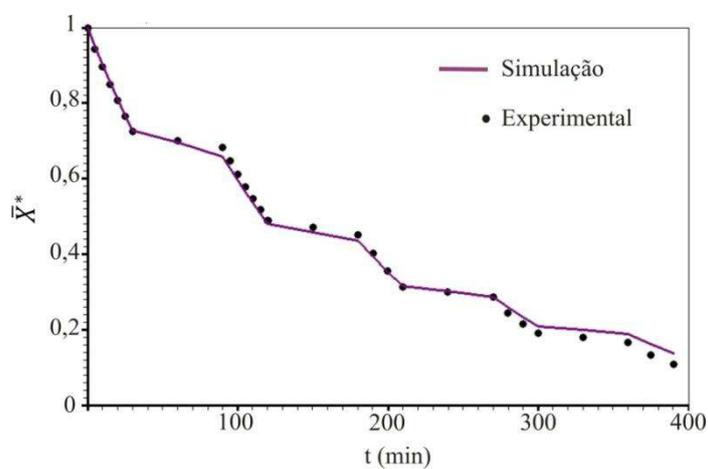


Figura 4.36: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 30$ min a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

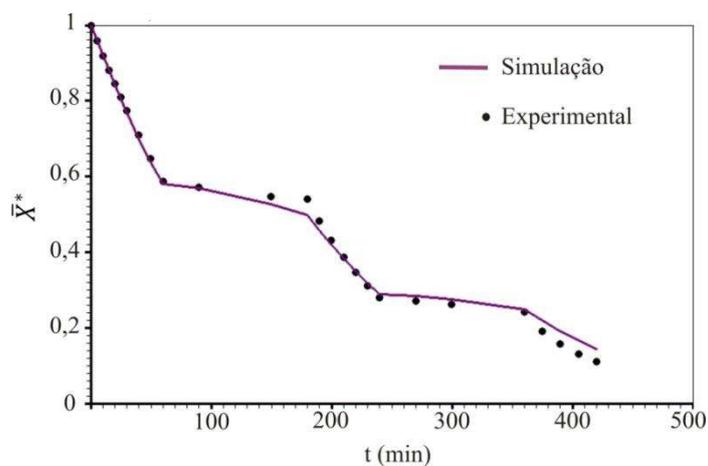


Figura 4.37: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 60$ min a 50 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

Neste ponto, vale dizer que a redução do período de têmpera acarreta a diminuição do tempo de processo. Observa-se que, para $t_{in} = 30$ min (Figura 4.36), obteve-se uma melhor compatibilidade entre a simulação e os pontos experimentais.

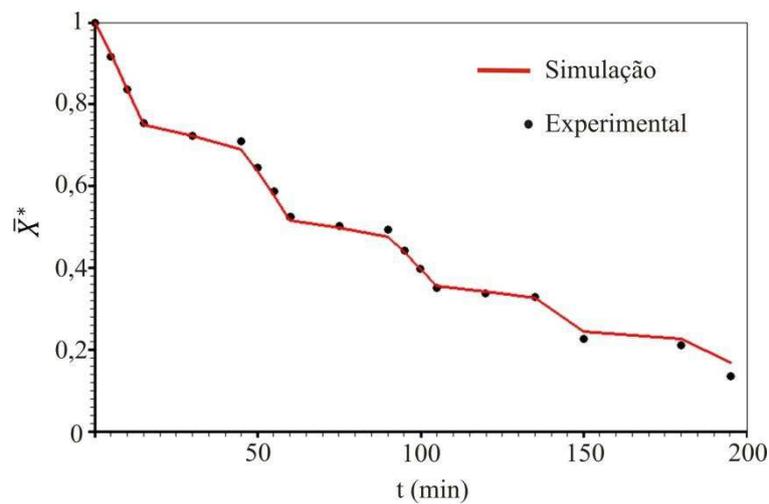


Figura 4.38: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

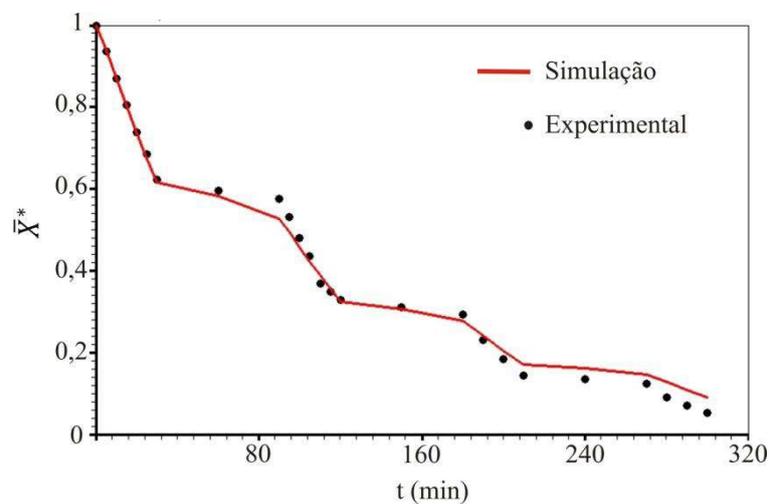


Figura 4.39: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 30$ min a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

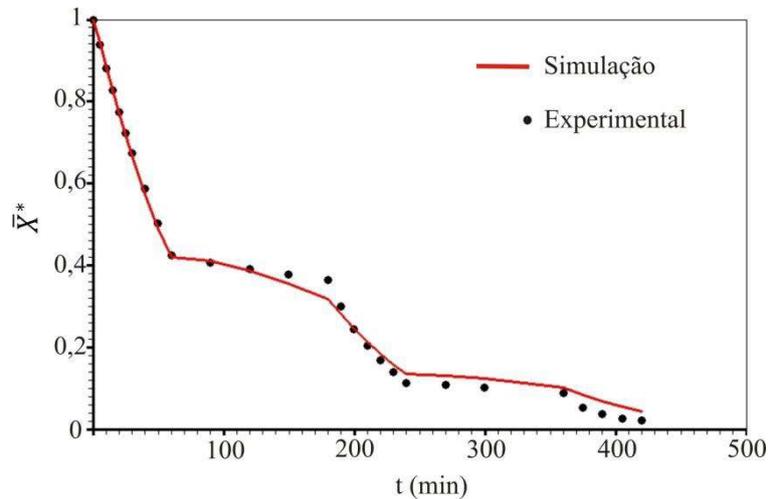


Figura 4.40: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 60$ min a 70 °C das amostras frescas obtida usando-se o modelo de Page.

Portanto, a partir da análise das Figuras de 4.35 a 4.40 e dos parâmetros e indicadores estatísticos apresentados nas Tabelas 4.21 e 4.22, pode-se afirmar que o modelo de Page — reforça-se, um modelo empírico — descreve adequadamente as cinéticas de secagem intermitente das amostras de maçã fresca cortadas em forma de paralelepípedo, em discordância com a literatura, que afirma que isso não é possível (BAINI e LANGRISH, 2007).

4.2.2.3. Comparação entre os métodos de secagem contínua e intermitente

A fim de se fazer uma comparação com relação a demanda de energia necessária para os métodos de secagem contínua e intermitente, modelados aqui utilizando-se o modelo de Page, nas Figuras 4.41 a 4.46 são apresentadas as simulações das cinéticas de secagem para o modelo supracitado, em um mesmo gráfico, para cada temperatura, e para cada configuração da secagem intermitente utilizadas. Ademais, em cada gráfico, foi evidenciada uma terceira curva, que traz a descrição de uma cinética de secagem considerando-se apenas o tempo efetivo de operação em cada secagem intermitente (SILVA et al., 2016).

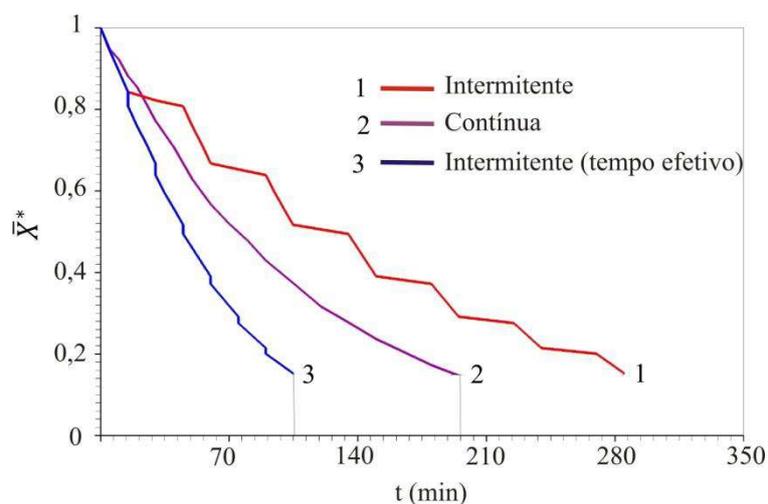


Figura 4.41: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C.

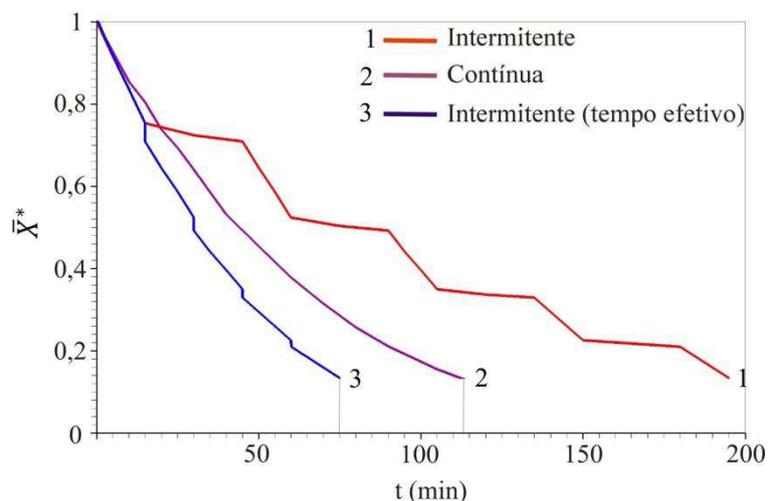


Figura 4.42: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.

Analisando-se as Figuras 4.41 e 4.42, nota-se que, em termos de tempo efetivo de operação, a secagem contínua utiliza um tempo de 113 min para atingir o teor de umidade desejado a 70 °C, enquanto que na secagem intermitente o fornecimento de calor limita-se a apenas 75 min, ou seja, temos uma economia de tempo de quase 40 min. E mais, quando utilizada a temperatura de ar de secagem de 50 °C, essa economia de tempo supera 90 min. Logo, é evidente a economia de energia para o método de secagem intermitente.

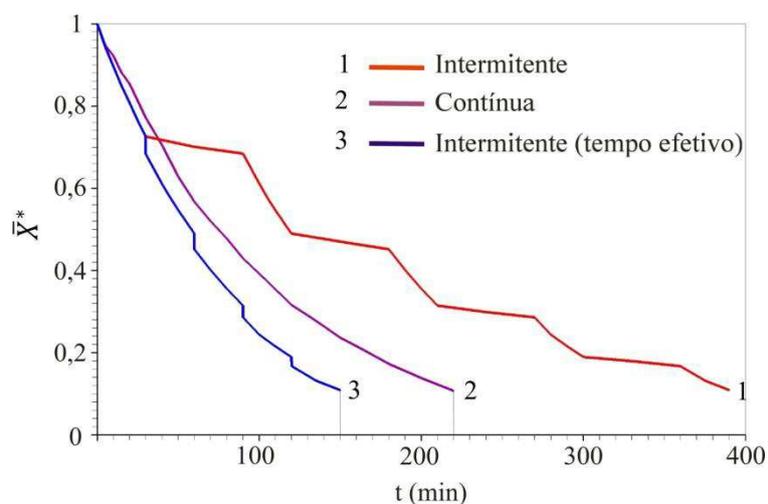


Figura 4.43: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 30\text{ min}$) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C .

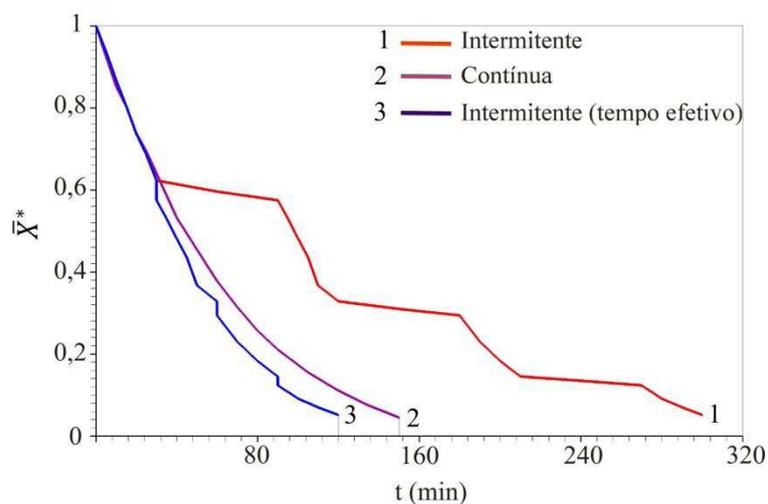


Figura 4.44: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 30\text{ min}$) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C .

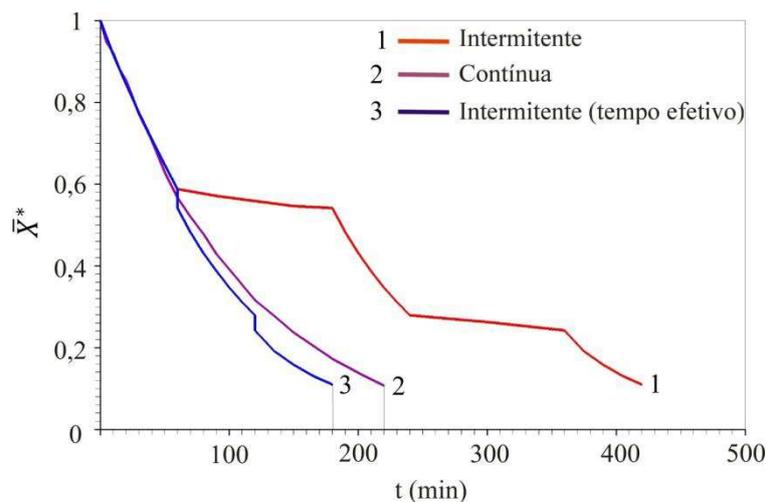


Figura 4.45: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 60\text{ min}$) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C .

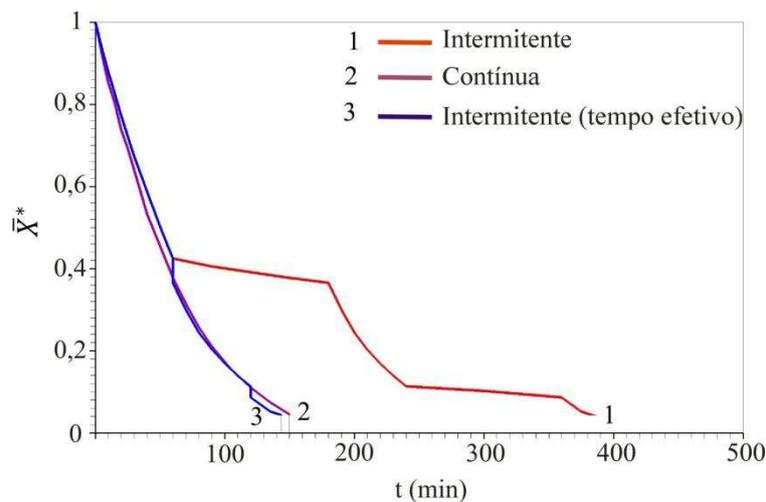


Figura 4.46: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 60$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.

Por fim, os gráficos mostrados nas Figuras 4.43 a 4.45 seguem evidenciando a viabilidade do uso da secagem intermitente de maçã com têmeperas de duração de 60 e 120 minutos para as temperaturas de 50 e 70 °C. Porém, a Figura 4.46, mostra que a cinética da secagem intermitente com período de têmepera de 120 min, considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, está em consonância com a cinética da secagem contínua para 70 °C, e, portanto nesse caso, a secagem intermitente não se apresenta como uma alternativa consideravelmente melhor no aspecto de economia de energia. Nota-se ainda, nos gráficos das Figuras 4.41, 4.42, 4.43 e 4.46, pequenas diferenças nas razões de umidade média no início do processo com a consequente modificação do teor de umidade de equilíbrio em cada caso.

4.2.3. Secagem contínua e intermitente de maçã pré-tratada osmoticamente

Os experimentos de secagem das amostras de maçã pré-tratadas osmoticamente seguiram a mesma metodologia adotada para as amostras frescas, descrita na Seção 3.2.

As amostras de maçã com umidade reduzida pelo tratamento osmótico foram submetidas à secagens contínua e intermitente, com razão de intermitência $\alpha = 2/3$. Utilizou-se as temperaturas de 50 e 70 °C. Porém, em virtude do que foi constatado na Subsubseção 4.2.2.3, utilizou-se períodos menores de têmepera, já que não se obteve

bons resultados para têmperas maiores que 30 min. Dito isto, utilizou-se $t_{in} = 10$ min e $t_{in} = 15$ min para as secagens intermitentes.

As Tabelas 4.23 e 4.24 apresentam as informações e dados iniciais sobre os experimentos referentes às secagens de ma  as pré-tratadas osmoticamente para as temperaturas de 50  C e 70  C (respectivamente), umidade relativa (UR) do ar externa   estufa, teor de umidade inicial e de equilíbrio, e as dimensões iniciais dos paralelepípedos de ma  a após o pré-tratamento osmótico.

Tabela 4.23: Condições e dados das secagens a 50  C (ma  a pré-tratada osmoticamente).

Secagem	UR (%)	\bar{X}_0 (b.s.)	\bar{X}_{eq} (b.s.)	L_{x_0}	L_{y_0}	L_{z_0}	(10^{-3} m)
Contínua	54 – 68	1,145	0,125	6,90	6,32	18,08	
Intermitente 10 min	55 – 85	1,605	0,335	6,91	6,82	18,87	
Intermitente 15 min	57 – 70	1,194	0,115	6,76	6,76	17,46	

Tabela 4.24: Condições e dados das secagens a 70  C (ma  a pré-tratada osmoticamente).

Secagem	UR (%)	\bar{X}_0 (b.s.)	\bar{X}_{eq} (b.s.)	L_{x_0}	L_{y_0}	L_{z_0}	(10^{-3} m)
Contínua	54 – 68	1,184	0,055	7,55	6,89	18,55	
Intermitente 10 min	53 – 78	1,335	0,166	6,72	6,49	18,11	
Intermitente 15 min	54 – 81	1,369	0,144	6,62	7,53	18,26	

As Figuras 4.47 e 4.48 apresentam as cinéticas dos teores de umidade adimensionais, \bar{X}^* , relativos às secagens intermitentes das amostras de ma  a, submetidas ao pré-tratamento osmótico, a 50 e 70  C. Mais resultados acerca das cinéticas se secagem de ma  a pré-tratada osmoticamente encontram-se no Apêndice A (Tabelas A9 até A14).

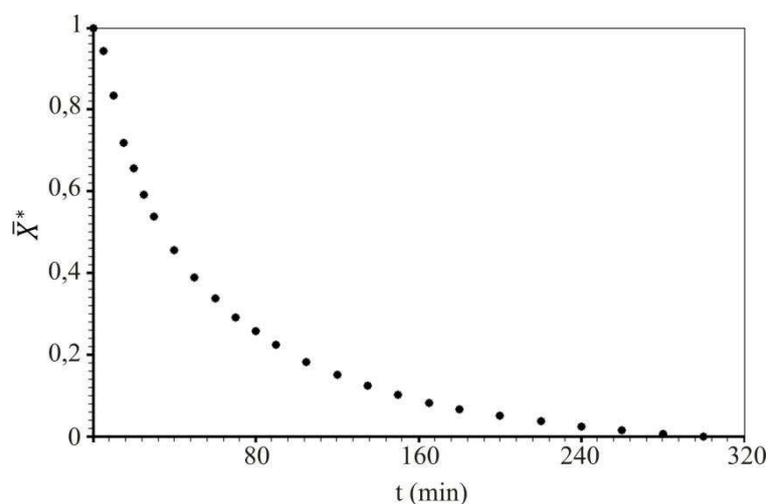


Figura 4.47: Cinética de secagem contínua das amostras pré-tratadas osmoticamente a 50 °C.

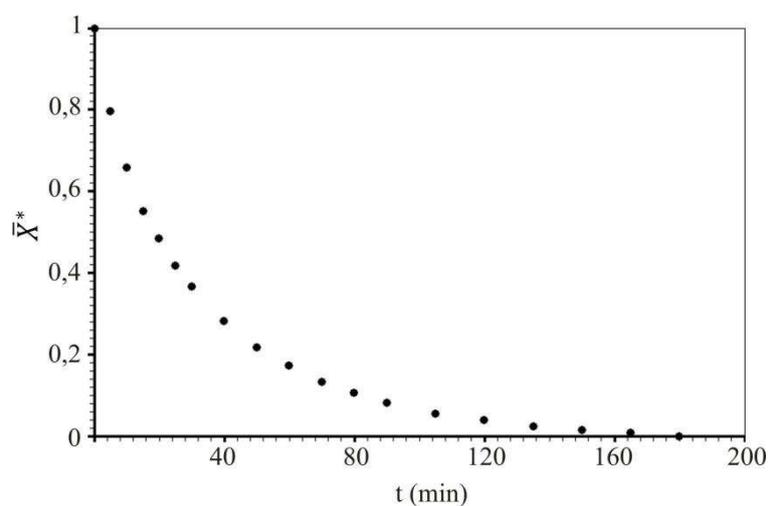


Figura 4.48: Cinética de secagem contínua das amostras pré-tratadas osmoticamente a 70 °C.

As Figuras 4.49 até 4.52 apresentam as cinéticas dos teores de umidade adimensionais, \bar{X}^* , relativos às secagens intermitentes das amostras de maçã desidratadas anteriormente por osmose, com razão de intermitência $\alpha = 2/3$, das amostras a 50 e 70 °C.

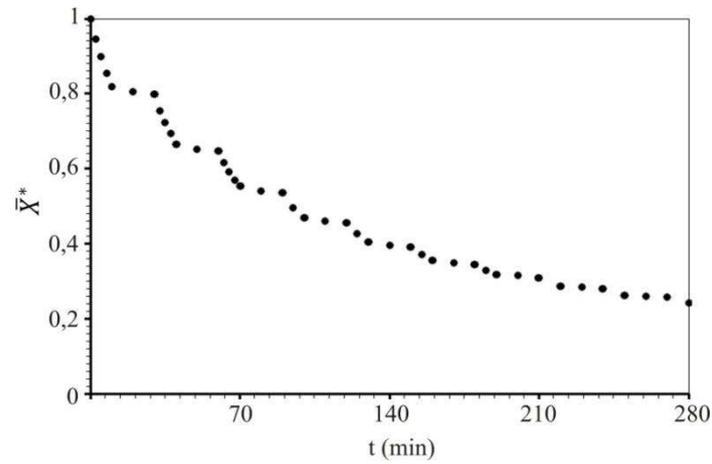


Figura 4.49: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C.

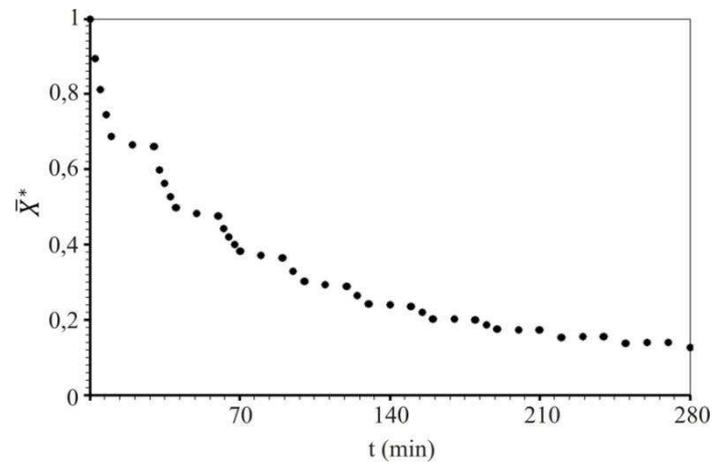


Figura 4.50: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C.

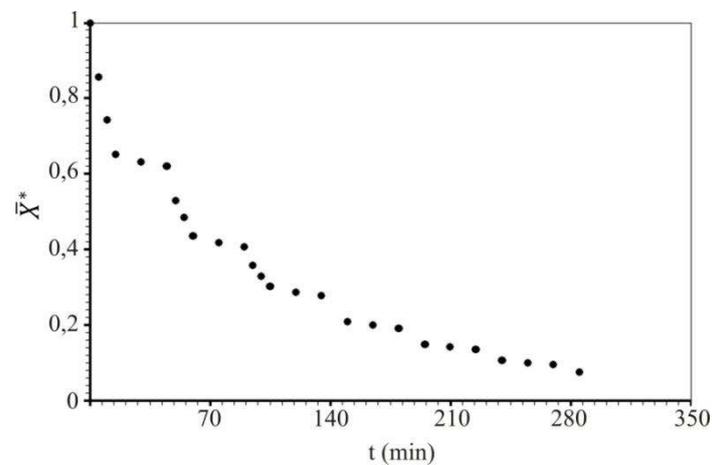


Figura 4.51: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C.

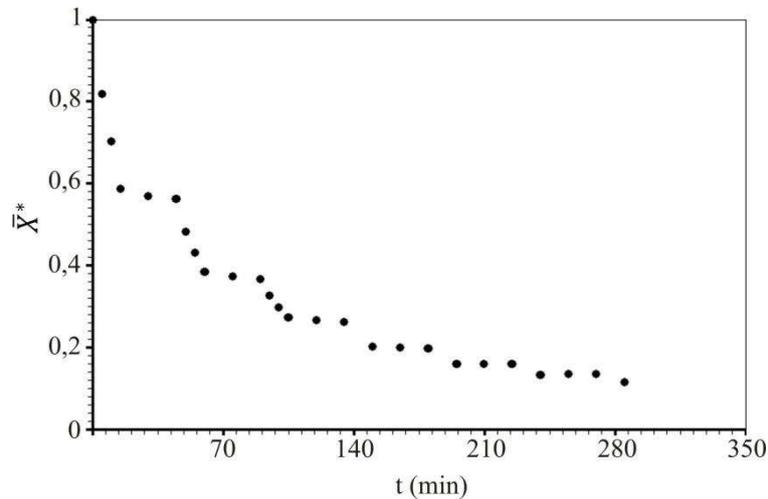


Figura 4.52: Cinética de secagem intermitente das amostras pré-tratadas osmoticamente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C.

As Figuras de 4.49 a 4.52 representam bem um processo de secagem intermitente de frutas. Ademais, os teores de umidade de equilíbrio das amostras submetidas à secagens intermitentes com mesma temperatura são comparáveis, apesar dos diferentes valores para os teores de umidade iniciais.

4.2.4. Descrição das cinéticas de secagens contínua e intermitente por modelos de difusão

Neste trabalho, propõe-se dois modelos difusivos numéricos tridimensionais, considerando-se condição de contorno do terceiro tipo, para a descrição das cinéticas de secagens contínua e intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente. Ademais, o *solver* desenvolvido sugere qual a melhor condição de contorno a se considerar em cada experimento através dos valores resultantes para o coeficiente de transferência convectiva de massa (h) e do número de Biot (Bi) obtidos. Os modelos utilizados foram:

- Modelo 1: A solução numérica da equação de difusão considera os parâmetros de processo, coeficiente de difusividade efetiva de massa e o coeficiente de transferência convectiva de massa (este segundo, no caso da secagem intermitente, um coeficiente para o período de secagem efetiva e outro para o

período de têmpera, ou seja, h_{in} e h_{out}), constantes, tais como as dimensões dos paralelepípedos de maçã também constantes;

- Modelo 2: Difere-se do modelo 1 por considerar o encolhimento do produto e a variação do coeficiente de difusividade efetiva de massa.

Para estimar os parâmetros de processo relativos aos modelos 1 e 2 acoplou-se o otimizador *LS Optimizer* (SILVA e SILVA, 2016) ao *solver* desenvolvido.

4.2.4.1. Resultados obtidos usando-se o modelo 1

Para este modelo, utilizou-se uma malha com $15 \times 15 \times 25$ volumes de controle, assumindo simetria (o que corresponde à um oitavo da quantidade de volumes de controles que seria utilizada para todo o paralelepípedo), e para cada caso utilizou-se uma quantidade de passos de tempo de quatro vezes o tempo de processo gasto em cada experimento. Tal escolha foi devida à necessidade de compatibilidade numérica em relação aos instantes finais de exposição à fonte de calor e o início dos períodos de têmpera e vice-versa, evitando dízimas.

A Tabela 4.25 apresenta os resultados relativos ao modelo 1 para o caso da secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente, para as temperaturas de 50 e 70 °C, incluindo seus respectivos números de Biot.

Tabela 4.25: Parâmetros de processo obtidos para a secagem contínua através do modelo 1.

T (°C)	h (m min ⁻¹)	D (m ² min ⁻¹)	R^2	χ^2	Bi
50	$4,631 \times 10^{-5}$	$5,197 \times 10^{-8}$	0,9970	$7,347 \times 10^{-3}$	3,076
70	$1,247 \times 10^{-4}$	$8,315 \times 10^{-8}$	0,9998	$3,113 \times 10^{-4}$	5,666

A secagem contínua de maçã pré-tratada osmoticamente a 60 °Brix apresenta valores de difusividade efetiva de massa em consonância com os determinados por Aires (2015), com leve variação numérica devido às temperaturas utilizadas, porém ainda na ordem de 10^{-8} m²min⁻¹. Nota-se o mesmo para os coeficientes de transferência convectiva de massa, porém com diferença esperada para cada

temperatura. Ainda se vê que, de acordo com os números de Biot obtidos, a condição de contorno do terceiro tipo é a mais adequada para essas situações.

Simulando as cinéticas de secagem contínua com os dados da Tabela 4.25, utilizando-se o modelo 1 obtemos os gráficos apresentados nas Figuras 4.53 e 4.54.

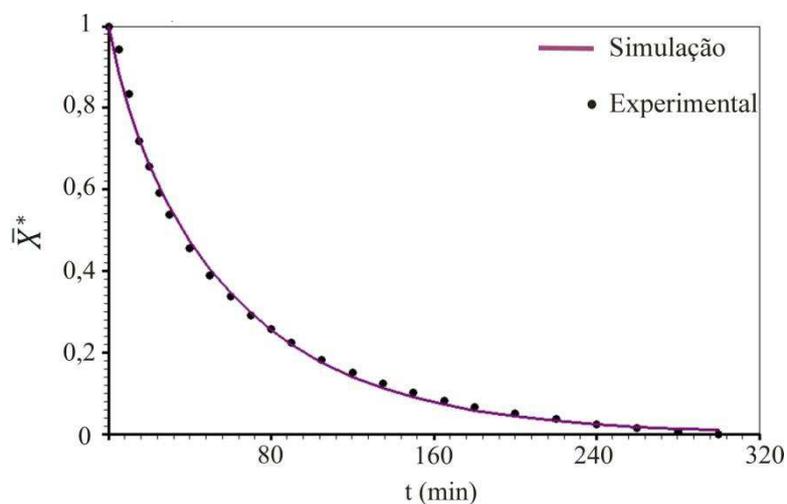


Figura 4.53: Cinética de secagem contínua a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.

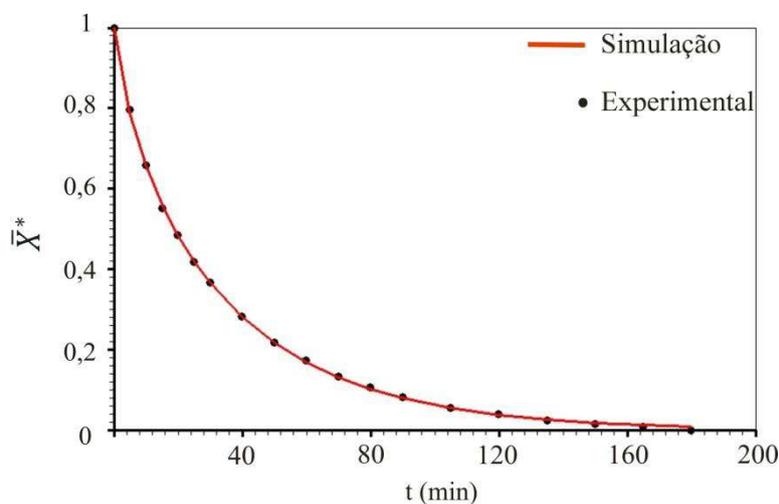


Figura 4.54: Cinética de secagem contínua a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.

A partir das Figuras de 4.53 e 4.54 e dos indicadores estatísticos apresentados na Tabela 4.25, pode-se afirmar que o modelo 1 descreve bem as cinéticas de secagem contínua das amostras de maçã osmodesidratadas. Ademais, os valores encontrados para

os parâmetros de processo estão de acordo com a literatura (MONNERAT, 2009; AIRES, 2015).

As Tabelas 4.26 e 4.27 apresentam os resultados e os números de Biot relativos ao modelo 1 para o caso da secagem intermitente com razão de intermitência $\alpha = 2/3$ e, com tempos de exposição de 10 e 15 min, para as temperaturas de 50 e 70 °C.

Tabela 4.26: Parâmetros de processo obtidos para a secagem intermitente através do modelo 1.

T (°C)	t_{in} (min)	h_{in} (m min ⁻¹)	h_{out} (m min ⁻¹)	D (m ² min ⁻¹)	R^2	χ^2
50	10	$1,025 \times 10^{-4}$	$7,643 \times 10^{-6}$	$1,105 \times 10^{-6}$	0,9964	$9,123 \times 10^{-3}$
50	15	$1,158 \times 10^{-3}$	$5,733 \times 10^{-6}$	$2,828 \times 10^{-8}$	0,9992	$1,467 \times 10^{-3}$
70	10	446,5	$2,358 \times 10^{-5}$	$1,924 \times 10^{-8}$	0,9936	$2,023 \times 10^{-2}$
70	15	1557	$1,122 \times 10^{-5}$	$2,265 \times 10^{-8}$	0,9907	$2,011 \times 10^{-2}$

Tabela 4.27: Números de Biot obtidos para a secagem intermitente através do modelo 1.

T (°C)	t_{in} (min)	Bi_{in}	Bi_{out}
50	10	0,320	0,024
50	15	141,3	0,700
70	10	876×10^5	4,631
70	15	259×10^6	1,872

Nota-se pelas Tabelas 4.26 e 4.27 que os valores de h_{in} e Bi_{in} para 50 °C e de h_{in} e Bi_{in} para a temperatura de 70 °C indicam que, dentro da estufa, com exceção da secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C, a condição de contorno compatível com as suas respectivas soluções pelo modelo difusivo é necessariamente a do primeiro tipo. Contudo, para as outras configurações da operação, temos válida a condição de contorno do terceiro tipo.

Usando-se os valores obtidos para D (difusividade efetiva), h_{in} e h_{out} (coeficientes de transferência convectiva de massa) da Tabela 4.26 a simulação das cinéticas correspondentes a cada tipo de secagem, superpondo-se com os dados experimentais, são apresentadas nos gráficos das Figuras 4.55 a 4.58.

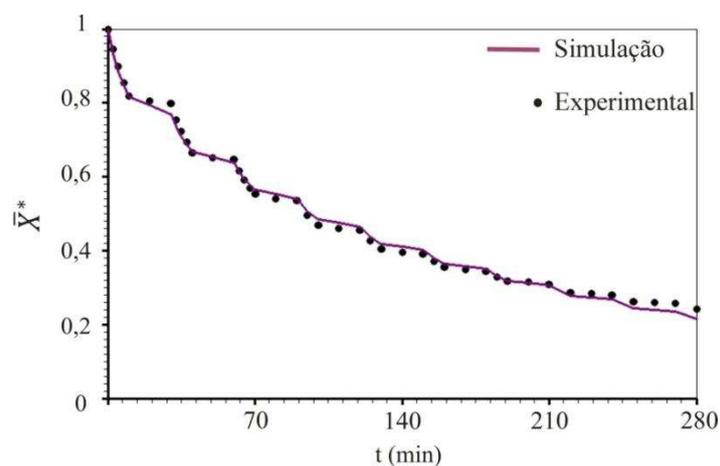


Figura 4.55: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.

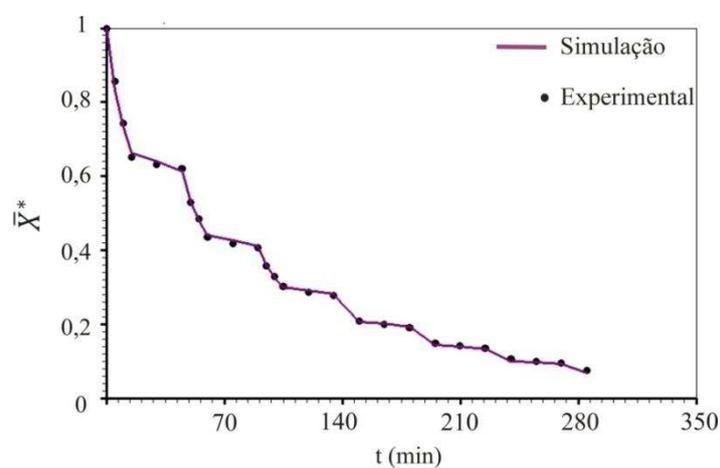


Figura 4.56: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.

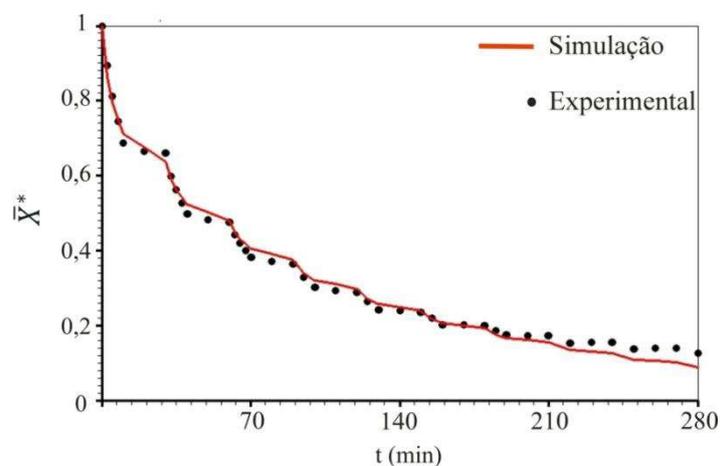


Figura 4.57: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.

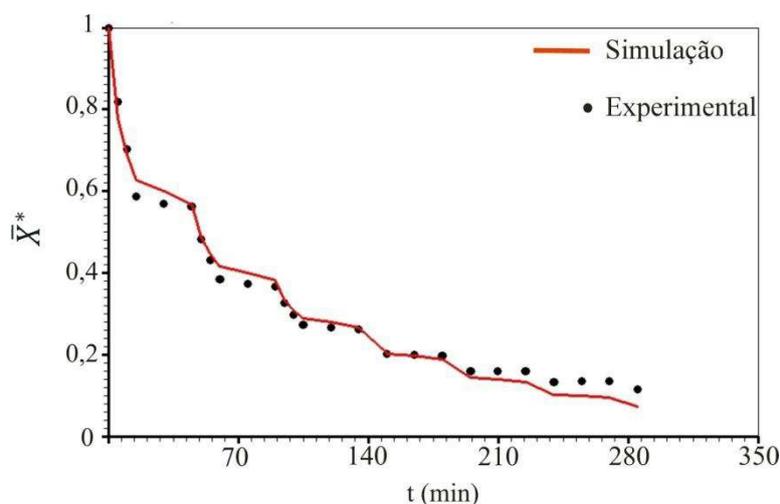


Figura 4.58: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 1.

A partir de uma primeira análise dos gráficos, nota-se que o modelo 1 descreve adequadamente a secagem intermitente de maçã previamente osmodesidratada; e que as condições de contorno escolhidas fornece boa consonância com os dados experimentais. Contudo, a variação da umidade relativa do ar ao final das secagens acarretaram certa discrepância em relação aos dados simulados. No mais, os gráficos obtidos possuem o aspecto de cinéticas fornecidas por um processo de secagem intermitente de frutas descrito por modelo difusivo (BAINI e LANGRISH, 2007).

4.2.4.2. Resultados obtidos usando-se o modelo 2

Para a simulação do processo utilizando o modelo 2 foram usadas as mesma configurações de malha e de passos de tempo.

O modelo 2 considera o encolhimento da amostra de maçã sem modificações na geometria, já que as dimensões dos paralelepípedos variam junto com a diminuição do teor de umidade das amostras, porém, sem perder seu formato.

A fim de determinar expressões governantes da variação das arestas do paralelepípedo, em função do teor de umidade adimensional, com dados de comprimento das arestas das amostras, fez-se dois conjuntos de dados, um para as secagens a 50 °C e outro para as secagens a 70 °C. Disto, foi possível encontrar os

valores adimensionais, L_x^* , L_y^* e L_z^* , para as respectivas dimensões do paralelepípedo, L_x , L_y e L_z . Para a conferência dos dados coletados, vide o Apêndice A (Tabelas A1 até A8).

Para determinar as funções em questão, para os dados relativos a cada temperatura, criou-se um conjunto de dados composto pelos valores adimensionais L_x^* , L_y^* e L_z^* obtidos em todos os experimentos, em função do teor de umidade adimensional; com o uso do *software Lab Fit Curve Fitting* (SILVA e SILVA, 2009a) para ajuste de curvas obteve-se os dados contidos na Tabela 4.28, sendo encontrado o modelo linear:

$$L_x^* \equiv L_y^* \equiv L_z^* = a\bar{X}^* + b; \quad (4.2)$$

Tabela 4.28: Valores dos parâmetros de ajuste do modelo linear de L_x^* , L_y^* e L_z^* em função de \bar{X}^* .

Temperatura (°C)	a	b	χ^2
50	0,1124	0,9072	$2,123 \times 10^{-3}$
70	0,1707	0,8166	$1,101 \times 10^{-3}$

A Tabela 4.29 apresenta as expressões obtidas para as funções que representam as dimensões das arestas L_x , L_y e L_z em função do teor de umidade adimensional \bar{X}^* .

Tabela 4.29: Valores iniciais e expressões para as dimensões das amostras em função do teor de umidade adimensional.

Temperatura (°C)	Dimensões iniciais (m)	Expressões
50	$L_{x_0} = 6,903 \times 10^{-3}$	$L_x = 6,903 \times 10^{-3} \cdot (0,1124\bar{X}^* + 0,9072)$
	$L_{y_0} = 6,323 \times 10^{-3}$	$L_y = 6,323 \times 10^{-3} \cdot (0,1124\bar{X}^* + 0,9072)$
	$L_{z_0} = 18,08 \times 10^{-3}$	$L_z = 18,08 \times 10^{-3} \cdot (0,1124\bar{X}^* + 0,9072)$
70	$L_{x_0} = 7,557 \times 10^{-3}$	$L_x = 7,557 \times 10^{-3} \cdot (0,1707\bar{X}^* + 0,8166)$
	$L_{y_0} = 6,890 \times 10^{-3}$	$L_y = 6,890 \times 10^{-3} \cdot (0,1707\bar{X}^* + 0,8166)$
	$L_{z_0} = 18,55 \times 10^{-3}$	$L_z = 18,55 \times 10^{-3} \cdot (0,1707\bar{X}^* + 0,8166)$

Para a difusividade variável, também agregada no modelo 2, foi considerada que o coeficiente de difusividade efetiva de massa governada pela expressão:

$$D = a_1 \cdot \exp(a_2 X^*), \quad (4.2)$$

onde a_1 e a_2 são parâmetros a determinar por otimização.

A Tabela 4.30 apresenta os resultados relativos ao modelo 2 para o caso da secagem contínua, para as temperaturas de 50 e 70 °C juntamente com os parâmetros para a Equação 4.2 e os indicadores estatísticos.

Tabela 4.30: Parâmetros de processo obtidos para a secagem contínua através do modelo 2.

T (°C)	h (m min ⁻¹)	a_1	a_2	R^2	χ^2
50	$2,929 \times 10^{-5}$	$3,172 \times 10^{-8}$	2,443	0,9982	$4,759 \times 10^{-3}$
70	$9,964 \times 10^{-5}$	$5,491 \times 10^{-8}$	$6,749 \times 10^{-2}$	0,9998	$3,094 \times 10^{-4}$

Em primeira análise da Tabela 4.30, nota-se que utilizando o modelo 2 a melhor condição de contorno a se utilizar é a do terceiro tipo, devido aos valores relativamente baixos de h . Em outras palavras, em comparação ao modelo 1, a variação da difusividade e das dimensões das amostras ainda mantiveram a condição de contorno mais adequada para o caso da secagem contínua.

Simulando-se as cinéticas de secagem contínua com os dados da Tabela 4.30 e utilizando-se o modelo 2 obtemos os gráficos apresentados nas Figuras 4.59 e 4.60, que superpõem os dados experimentais aos resultados simulados relativos à secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente.

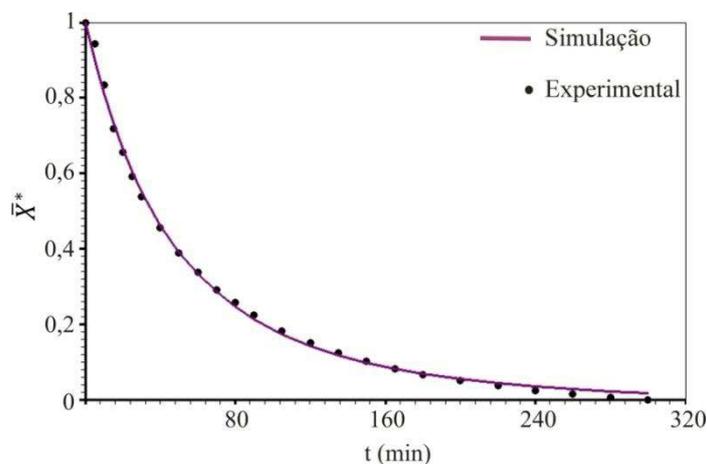


Figura 4.59: Cinética de secagem contínua a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.

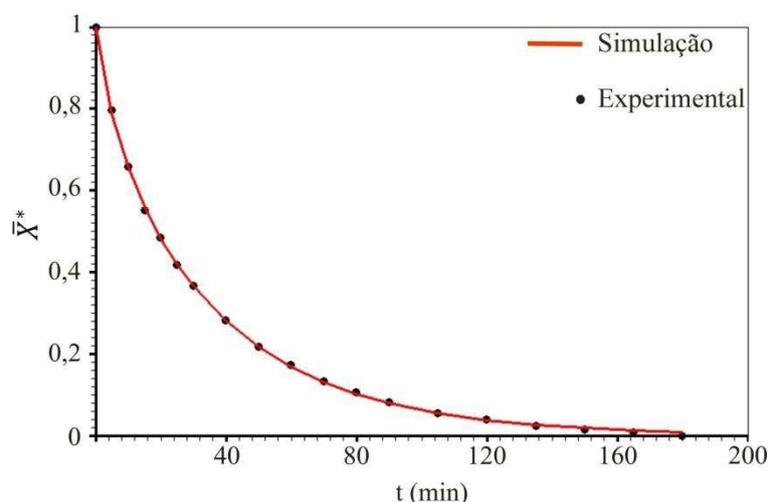


Figura 4.60: Cinética de secagem contínua a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.

A partir da Tabela 4.30 e das Figuras 4.59 e 4.60, nota-se que o modelo 2 descreve com boa fidelidade a secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente.

A seguir, na Tabela 4.31 são apresentados os resultados relativos ao modelo 2 para o caso da secagem intermitente com razão de intermitência $\alpha = 2/3$ e, com tempos de exposição de 10 e 15 min, para as temperaturas de 50 e 70 °C incluindo também os parâmetros para a Equação 4.2 e os indicadores estatísticos.

Tabela 4.31: Parâmetros de processo obtidos para a secagem intermitente através do modelo 2.

T (°C)	t_{in} (min)	h_{in} ($m \text{ min}^{-1}$)	h_{out} ($m \text{ min}^{-1}$)	a_1	a_2	R^2	χ^2
50	10	$2,780 \times 10^{-5}$	$1,844 \times 10^{-6}$	$2,108 \times 10^{-9}$	5,688	0,9998	$3,880 \times 10^{-4}$
50	15	$5,707 \times 10^{-5}$	$3,387 \times 10^{-6}$	$2,341 \times 10^{-8}$	1,317	0,9997	$6,237 \times 10^{-4}$
70	10	$5,892 \times 10^{-5}$	$2,974 \times 10^{-6}$	$5,993 \times 10^{-9}$	4,487	0,9996	$1,157 \times 10^{-3}$
70	15	$4,927 \times 10^{-5}$	$1,931 \times 10^{-6}$	$5,792 \times 10^{-9}$	5,940	0,9996	$6,418 \times 10^{-4}$

Os dados mostrados na Tabela 4.31 são consonantes com os dados obtidos através dos experimentos de secagem contínua (Tabela 4.30). Nota-se que utilizando-se o modelo 2 a condição de contorno do terceiro tipo se mostra mais adequada quando as amostras se encontram dentro da estufa, tendo em vista os valores relativamente

pequenos de h_{in} . Ademais, durante o período de têmpera, a condi o de contorno do terceiro tipo também demonstra melhor adequa o.

Usando os dados da Tabela 4.31 para simular as cinéticas de secagem intermitente, pelo modelo 2, obtemos as Figuras 4.61 até 4.64, com gráficos que superpõem os dados experimentais aos resultados simulados relativos às secagens intermitentes.

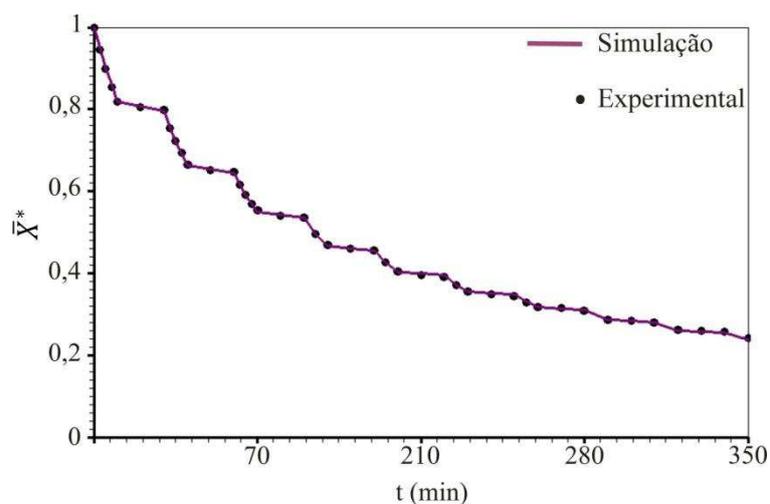


Figura 4.61: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 50  C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.

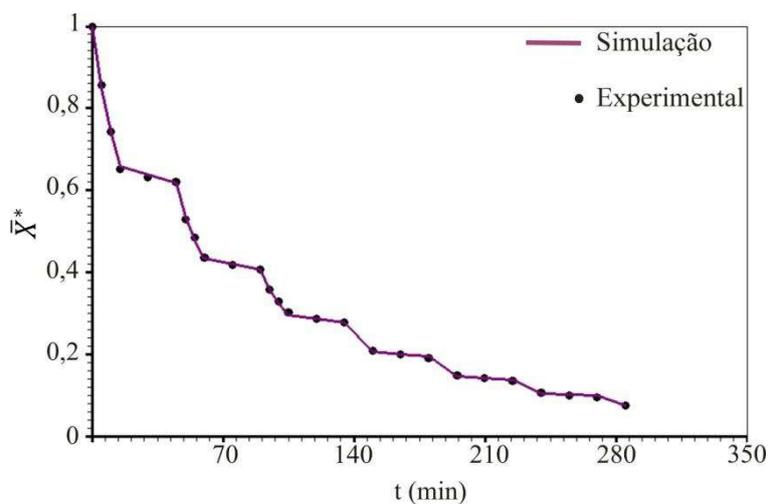


Figura 4.62: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50  C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.

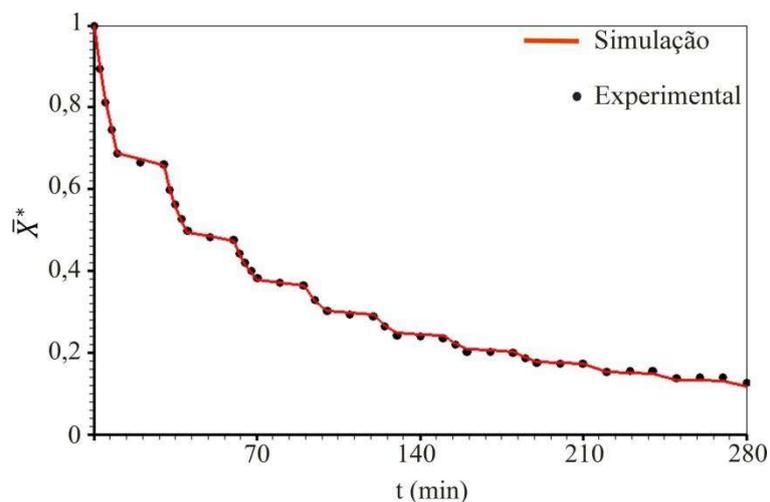


Figura 4.63: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.

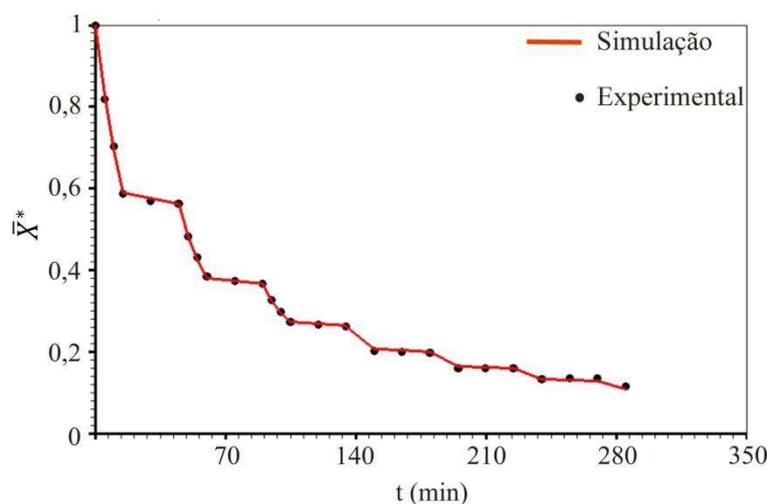


Figura 4.64: Cinética de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.

A partir dos gráficos nas Figuras 4.61 a 4.64 nota-se que o modelo 2 descreve adequadamente os experimentos em questão, apresentando maior compatibilidade que o modelo 1. É perceptível que o modelo 2 acompanha com mais fidelidade a variação na umidade relativa do ar que influencia a secagem. Uma melhor análise dessa comparação encontra-se na próxima subseção.

4.2.4.3. Comparação entre modelos 1 e 2

A respeito do uso de modelo difusivo para descrever as secagens contínua e intermitente de maçã pré-tratada osmoticamente, os modelos 1 e 2 representam com boa aceitabilidade (visualmente) os experimentos. Contudo, a partir da observação dos indicadores estatísticos das Tabelas 4.25 e 4.30, referentes à secagem contínua, percebe-se que o modelo 1 apresenta, sutilmente, melhores valores para χ^2 . Porém, para a secagem intermitente, em geral, o modelo 2 apresenta um notório melhoramento do χ^2 para todas as secagens, como pode-se constatar pelas Tabelas 4.26 e 4.31.

As Figuras 4.65 e 4.66 apresentam a superposição entre as cinéticas de secagem contínua para as temperaturas de 50 e 70 °C, respectivamente.

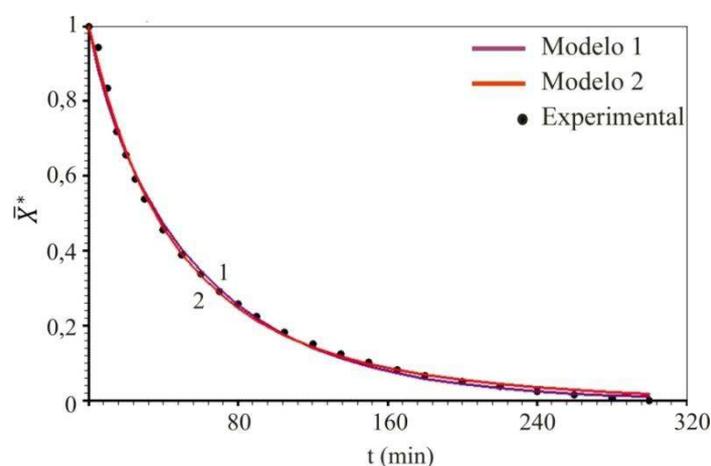


Figura 4.65: Superposição entre as cinéticas de secagem contínua a 50 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.

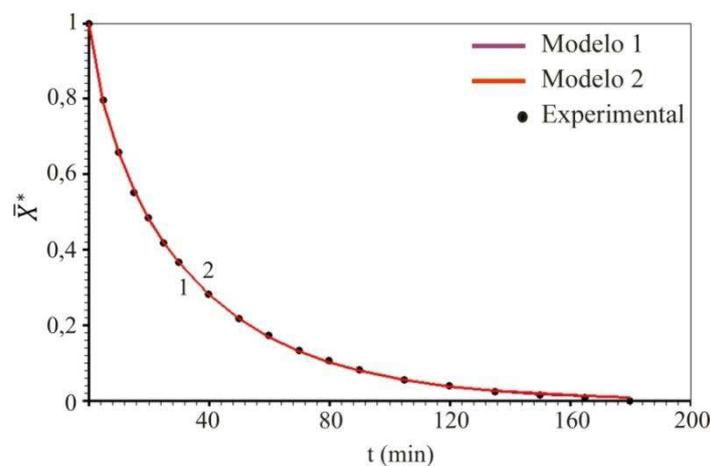


Figura 4.66: Superposição entre as cinéticas de secagem contínua a 70 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.

Os gráficos das Figuras 4.65 e 4.66 confirmam, visualmente, o que é previsto pelos indicadores estatísticos das Tabelas 4.25 e 4.30, isto é, o modelo 1 se mostra melhor que o modelo 2 para a descrição das cinéticas de secagem contínua a 50 °C do experimento em questão, porém com equivalência para a temperatura de 70 °C.

Com proposta análoga, as Figuras 4.67 até 4.70 apresentam a superposição entre as cinéticas de secagem intermitente para as temperaturas de 50 e 70 °C, utilizando-se razão de intermitência $\alpha = 2/3$ e com períodos de exposição à fonte de calor de 10 e 15 min, respectivamente.

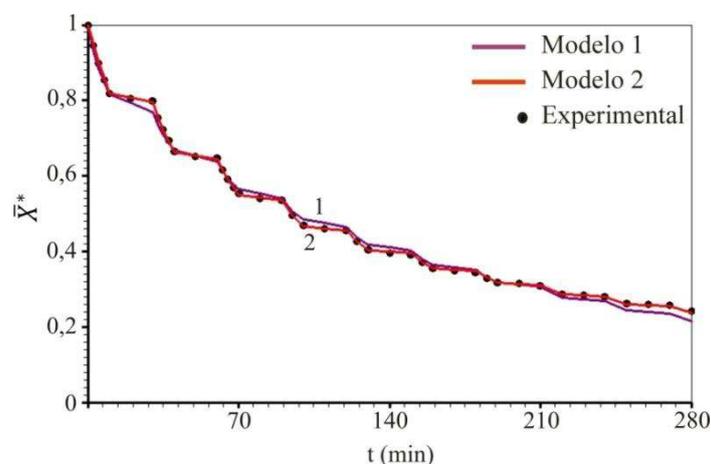


Figura 4.67: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 50 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.

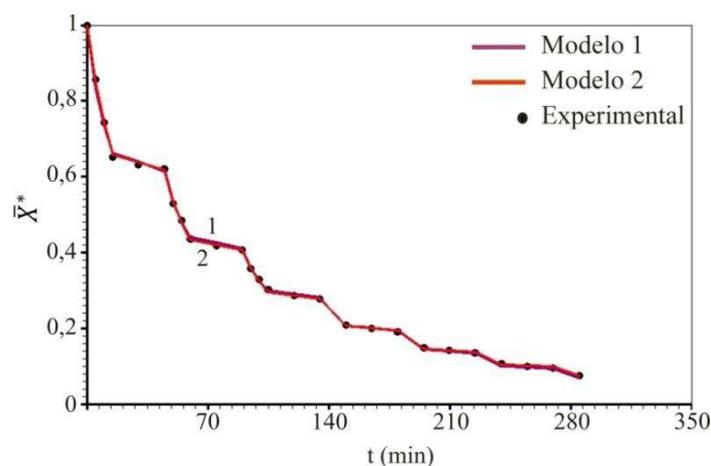


Figura 4.68: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 50 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.

As Figuras 4.67 e 4.68 mostram que, a temperatura de 50 °C, os modelos 1 e 2 apresentam equivalência para o período de exposição de 15 minutos, mas o modelo 2 se sobressai quando se experimenta o tempo de exposição de 10 minutos, representando o processo com melhor fidelidade.

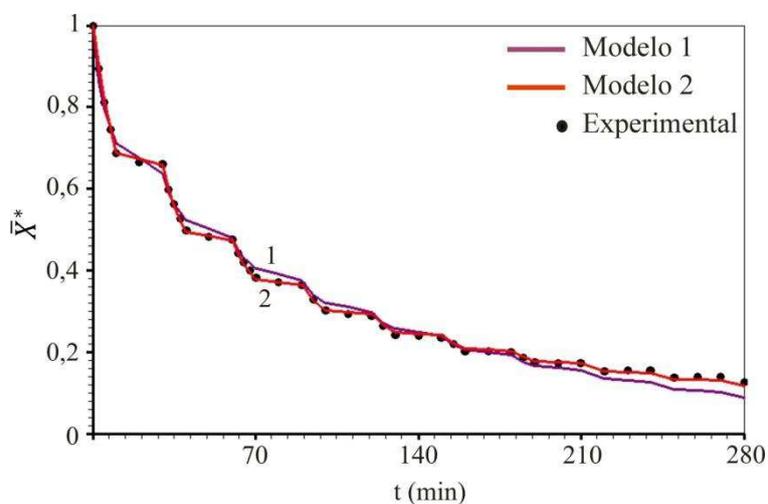


Figura 4.69: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 10$ min a 70 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.

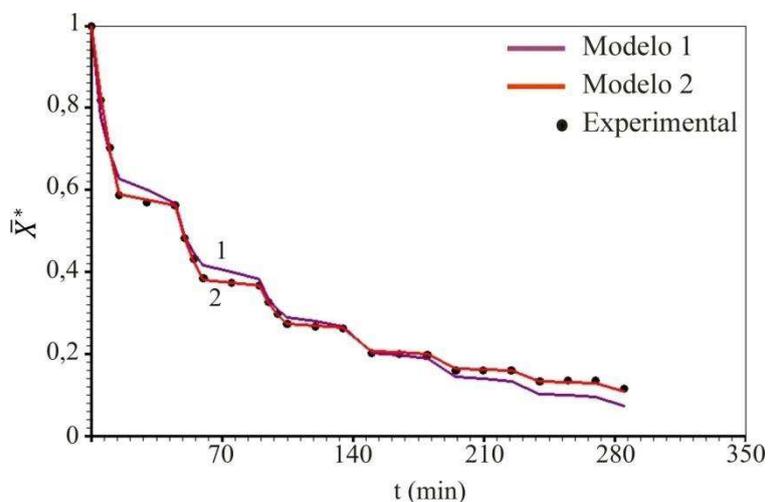


Figura 4.70: Superposição entre as cinéticas de secagem intermitente com $t_{in} = 15$ min a 70 °C de maçã pré-tratada osmoticamente obtidas pelos os modelos 1, 2 e experimentalmente.

Também de acordo com os indicadores estatísticos, apresentados nas Tabelas 4.26 e 4.31, os gráficos das Figuras 4.67 e 4.70 confirmam que o modelo 2 representa melhor as cinéticas de secagem intermitente de maçãs pré-tratada osmoticamente.

Entretanto, essa melhoria fica mais explícita nas Figuras 4.69 e 4.70, o que indica que o modelo 2 se comporta melhor para maiores temperaturas do ar de secagem do que o modelo 1. Nos casos representados nas Figuras 4.67 e 4.68, apesar da diferença, como já foi dito, pode-se considerar que os modelos são equivalentes para o caso da secagem a 50 °C e com tempo de exposição de 15 minutos.

4.2.5. Distribuição de erros

A presente seção tem como objetivo apresentar a distribuição de erros, isto é, a diferença entre o valor experimental e o valor simulado para cada secagem, sendo evidenciado em cada gráfico o erro médio obtido, a fim de comparar com o evento perfeito, ou seja, erro zero.

4.2.5.1. Distribuição de erros usando o modelo de Page

A Figura 4.71 apresenta as distribuições de erros relativos as secagens contínuas a 50 e 70 °C, modeladas utilizando-se o modelo de Page.

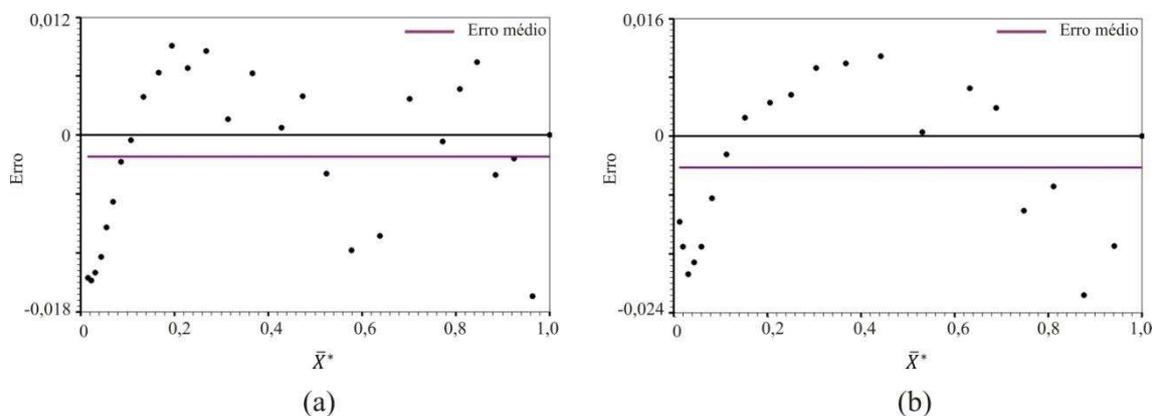


Figura 4.71: Distribuição de erro para secagem contínua utilizando o modelo de Page:

(a) 50 °C; (b) 70 °C.

Da mesma maneira, as Figuras 4.72 e 4.73 trazem as distribuições de erro relativas as secagens intermitentes experimentadas e modeladas através do modelo de Page, também incluindo o erro médio de cada caso.

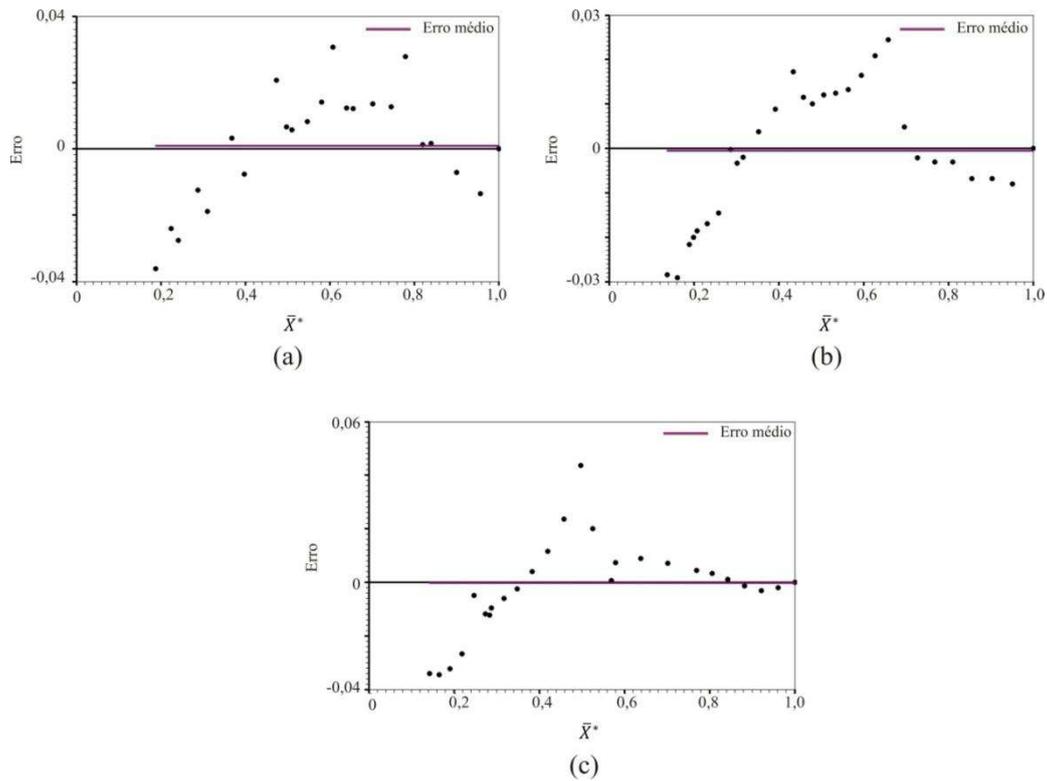


Figura 4.72: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 50 °C utilizando-se o modelo de Page: (a) $t_{in} = 15$ min; (b) $t_{in} = 30$ min; (c) $t_{in} = 60$ min.

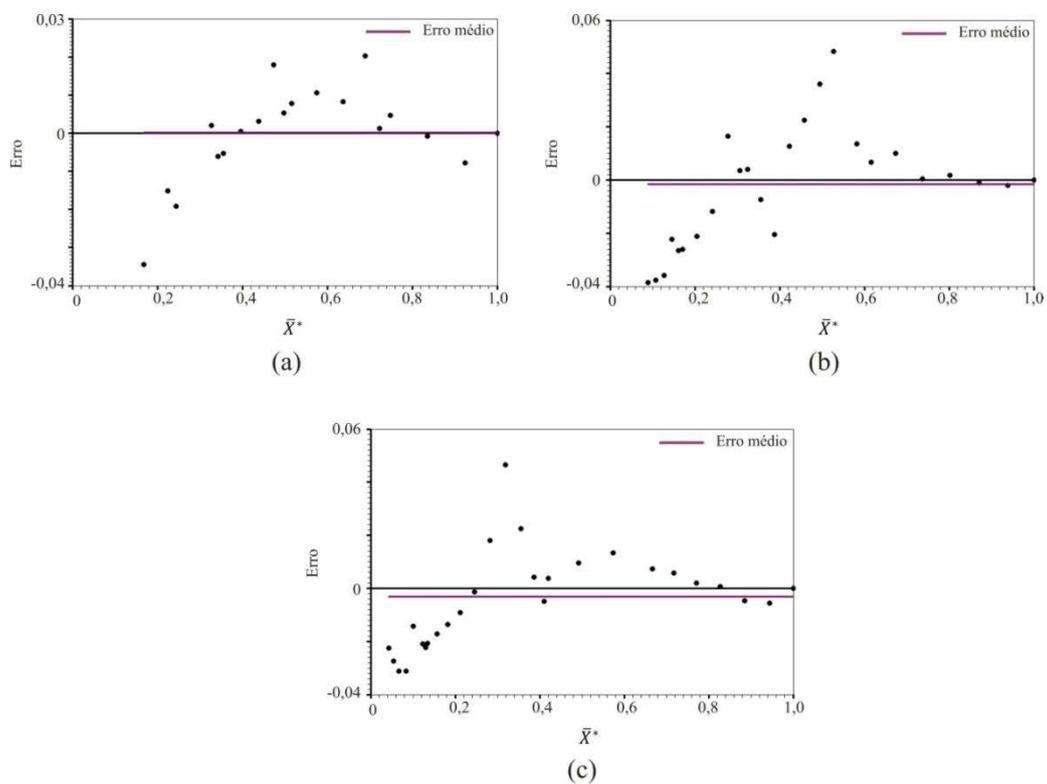


Figura 4.73: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 70 °C utilizando-se o modelo de Page: (a) $t_{in} = 15$ min; (b) $t_{in} = 30$ min; (c) $t_{in} = 60$ min.

Apesar de a distribuição de erros das secagens intermitentes possuírem aleatoriedade e distância do erro médio, pode-se considerar que, ainda assim, continua próximo de zero, em especial para os casos de secagem a 50 °C. Contudo, nota-se que a distribuição não é totalmente aleatória. Portanto, foi possível descrever através de um modelo empírico (Page) a secagem intermitente de maçã fresca cortada em forma de paralelepípedo com uma pequena margem de erro.

4.2.5.2. Distribuição de erros pelo modelo 1

A Figura 4.74 apresenta as distribuições de erros relativos às secagens contínuas a 50 e 70 °C, descritas utilizando-se o modelo 1.

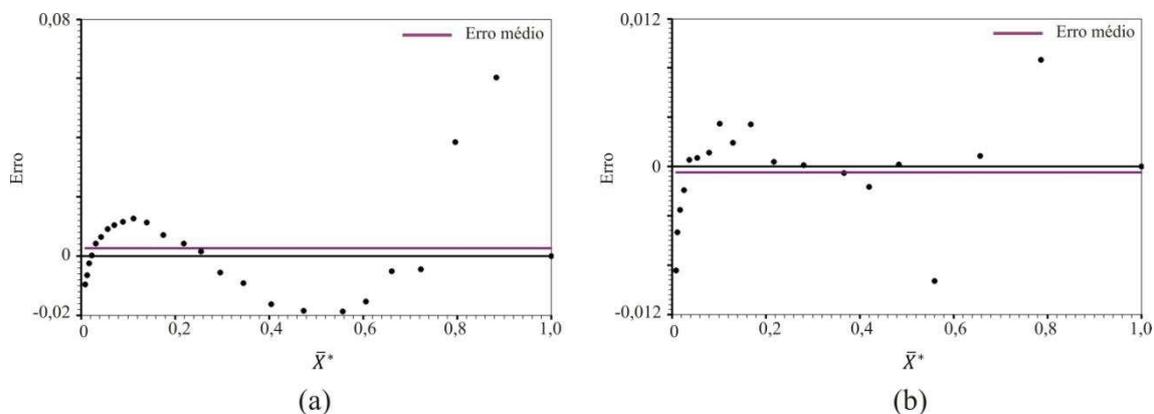


Figura 4.74: Distribuição de erro para secagem contínua utilizando-se o modelo 1:
(a) 50 °C; (b) 70 °C.

As Figuras 4.75 e 4.76 apresentam as distribuições de erro relativas as secagens intermitentes segundo o modelo 1.

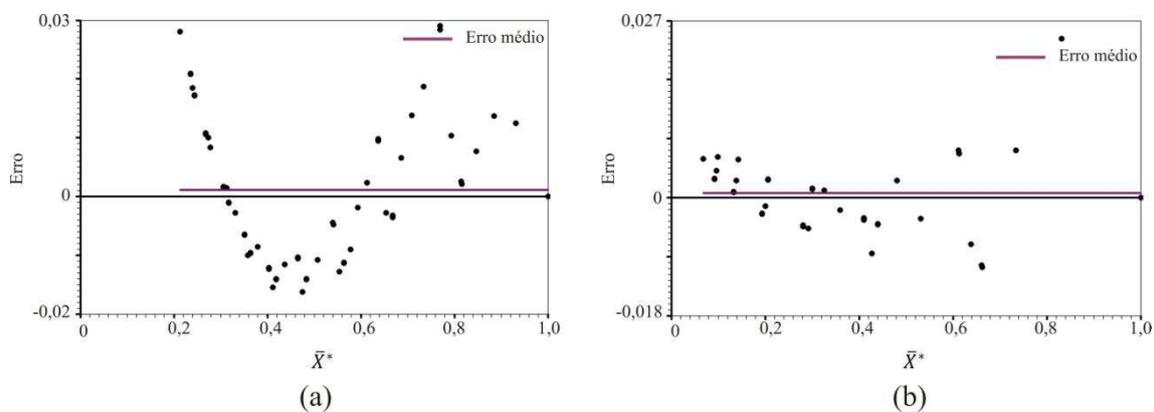


Figura 4.75: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 50 °C utilizando-se o modelo 1: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.

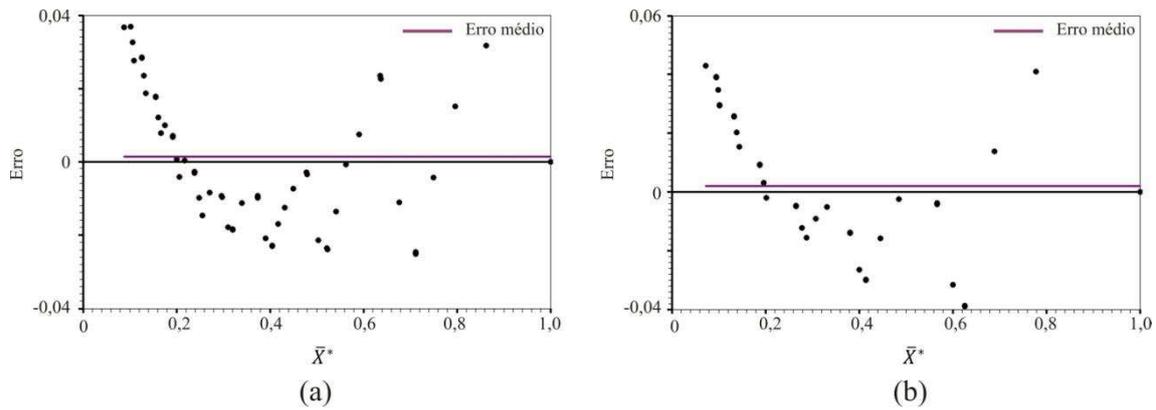


Figura 4.76: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 70 °C utilizando-se o modelo 1: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.

Ao analisar os gráficos, nota-se que o erro médio aproxima-se de zero, logo o modelo 1 descreve bem as secagens contínua e intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente.

4.2.5.3. Distribuição de erros pelo modelo 2

As Figuras 4.77 até 4.79 apresentam as distribuições de erros relativos às secagens contínua e intermitente a 50 e 70 °C, respectivamente, descritas através do modelo 2.

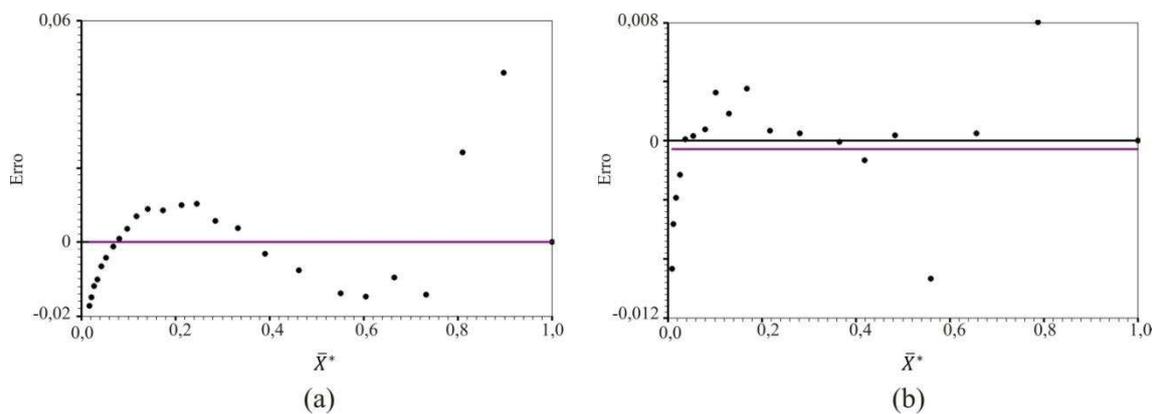


Figura 4.77: Distribuição de erro para secagem contínua utilizando o modelo 2:

(a) 50°C; (b) 70 °C.

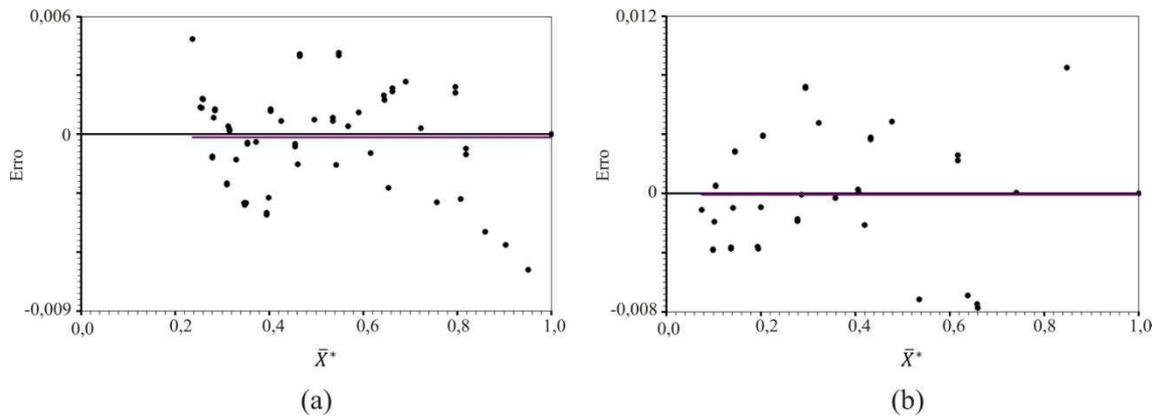


Figura 4.78: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 50 °C utilizando o modelo 2: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.

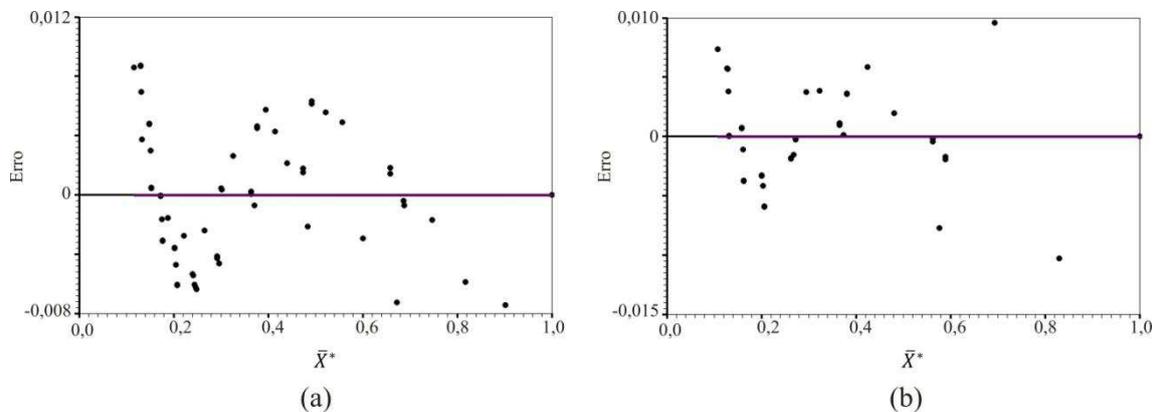


Figura 4.79: Distribuição de erro para secagens intermitentes a 70 °C utilizando o modelo 2: (a) $t_{in} = 10$ min; (b) $t_{in} = 15$ min.

A distribuição de erro para o modelo 2 encontra-se em uma margem de erro menor do modelo 1, muitas vezes apresentando erro médio igual a zero. Ademais, percebe-se, em termos de aspecto, que as distribuições de erro para os modelos 1 e 2 seguem o mesmo padrão, apresentando melhor comportamento para uma menor temperatura, em especial para o modelo 2, quando se usou uma temperatura de 50 °C, obteve-se um erro médio mais próximo de zero do que o modelo 1.

4.2.6. Resultados adicionais e discussões

A presente seção tem por objetivo analisar a secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, ou seja, omitindo-se o período de têmpera. Também foi feito um estudo sobre os efeitos das

secagens contínua e intermitente na distribuição do sólido, como também uma análise da variação do coeficiente de difusão em função do teor de umidade.

4.2.6.1. Cinéticas a partir do tempo efetivo de operação

Como já foi detectado, o modelo 2 mostra-se mais adequado para a descrição das cinéticas de secagem em questão. Logo, utilizando-se o modelo 2 e avaliando-o apenas durante o tempo efetivo de operação para as secagens intermitentes de maçãs pré-tratadas osmoticamente, com tempos de exposição de 10 e 15 minutos, e para as temperaturas de 50 e 70°C, obtém-se os dados apresentados na Tabela 4.32.

Tabela 4.32: Parâmetros de processo obtidos para a secagem intermitente (considerando-se apenas o tempo efetivo de operação) através do modelo 2.

T (°C)	t_{in} (min)	h (m min ⁻¹)	a_1	a_2	R^2	χ^2
50	10	$2,844 \times 10^{-5}$	$4,202 \times 10^{-9}$	6,290	0,9994	$9,584 \times 10^{-4}$
50	15	$4,232 \times 10^{-5}$	$7,230 \times 10^{-8}$	2,332	0,9985	$2,027 \times 10^{-3}$
70	10	$5,496 \times 10^{-5}$	$1,462 \times 10^{-8}$	4,438	0,9991	$1,562 \times 10^{-3}$
70	15	$4,848 \times 10^{-5}$	$1,281 \times 10^{-8}$	5,578	0,9992	$8,846 \times 10^{-4}$

Os resultados para os coeficientes de transferência convectiva de massa da Tabela 4.32 estão em consonância com os obtidos por Rodrigues (2015).

Usando os dados da Tabela 4.32 para simular as cinéticas de secagem intermitente, pelo modelo 2, obtemos as Figuras 4.79 até 4.82, com gráficos que superpõem os dados experimentais aos resultados simulados relativos aos períodos de exposição à fonte de calor das secagens intermitentes.

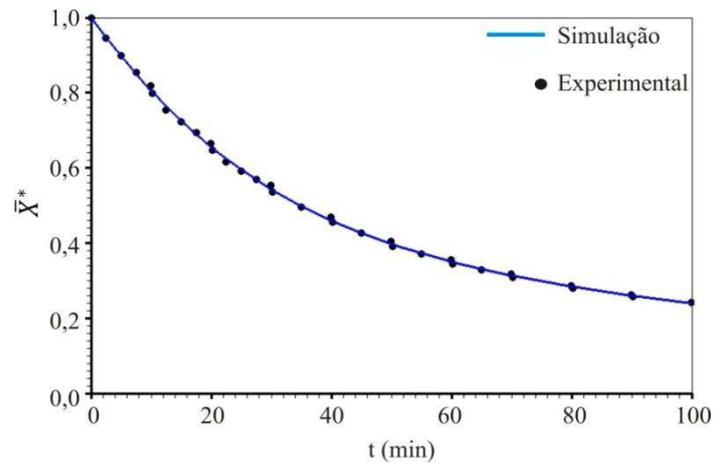


Figura 4.79: Cinética de secagem intermitente (tempo efetivo de operação) com $t_{in} = 10$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida pelo modelo 2.

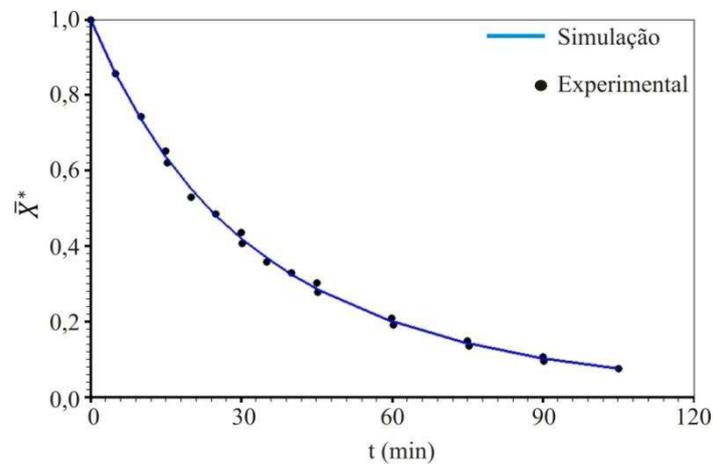


Figura 4.80: Cinética de secagem intermitente (tempo efetivo de operação) com $t_{in} = 15$ min a 50 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida pelo modelo 2.

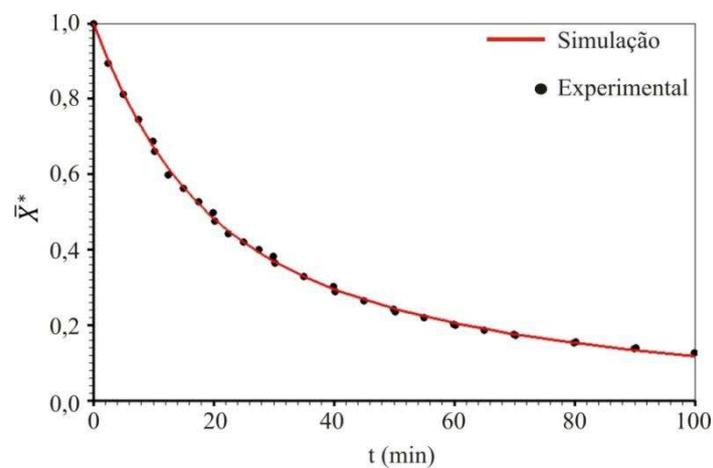


Figura 4.81: Cinética de secagem intermitente (tempo efetivo de operação) com $t_{in} = 10$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida pelo modelo 2.

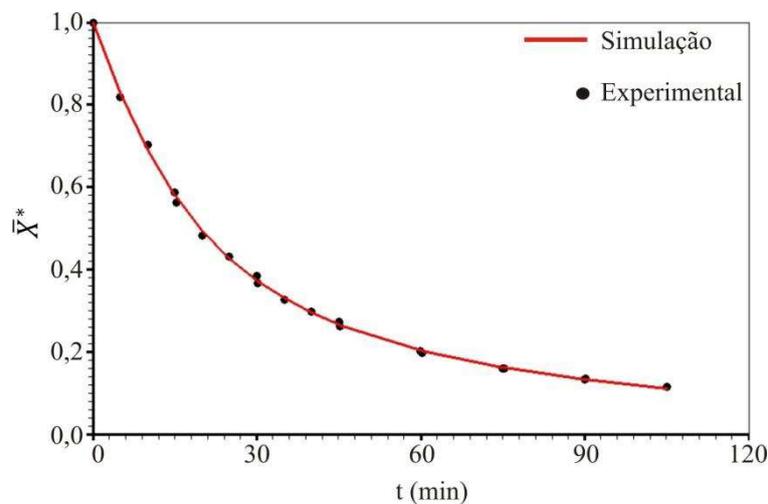


Figura 4.82: Cinética de secagem intermitente (apenas o tempo efetivo de operação) com $t_{in} = 15$ min a 70 °C das amostras pré-tratadas osmoticamente obtida usando-se o modelo 2.

Obtém-se que o modelo 2 descreve bem a secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente considerando-se apenas o tempo efetivo de operação. Nota-se que, ao excluir o período de têmpera, são feitos os translados dos períodos de exposição a fim de obter a concatenação dos gráficos, com isso, simula-se o processo de secagem intermitente supondo-o contínuo, conseguindo-se então os resultados apresentados acima. Ademais, os valores de χ^2 podem ser considerados bons, e se mostram, em todos os casos, sempre menores que $2,027 \times 10^{-3}$, em consonância com os resultados obtidos por Silva et al. (2016) para o caso de secagem intermitente de bananas.

4.2.6.2. Comparação entre as secagem contínua e intermitente (modelo difusivo)

Como feito para o modelo de Page para os frutos frescos, para fazer uma comparação entre os métodos de secagem contínua e intermitente de maçãs com relação ao consumo de energia, modelados utilizando-se o modelo 2, as Figuras 4.83 a 4.86 apresentam em um mesmo gráfico, para cada temperatura, e para cada configuração da secagem intermitente utilizadas suas respectivas cinéticas.

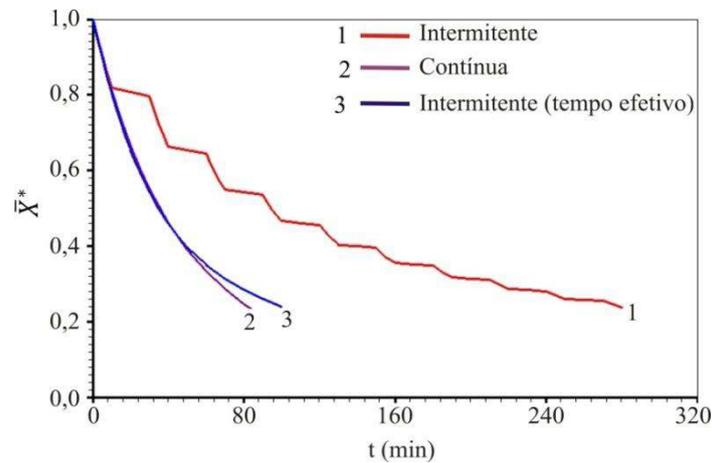


Figura 4.83: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 10$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C.

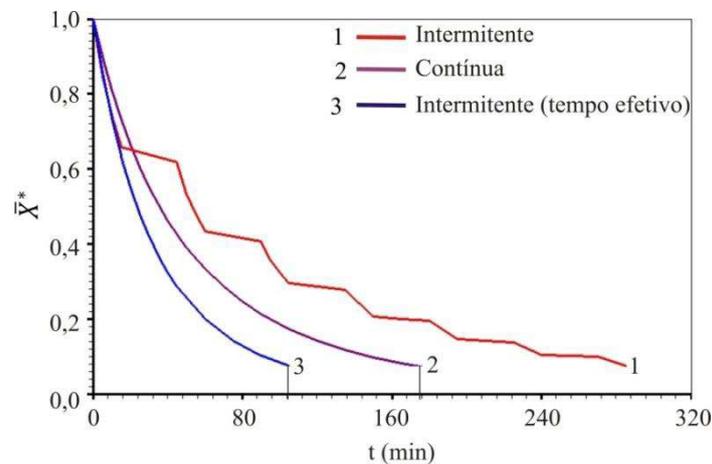


Figura 4.84: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 50 °C.

Analisando-se as Figuras 4.83 e 4.84, nota-se que, em termos de tempo efetivo de operação, a secagem contínua utiliza um tempo de 175 min para atingir o teor de umidade desejado (aproximadamente 0,1) a 50 °C com $t_{in} = 15$ min, enquanto que na secagem intermitente o fornecimento de calor cai para 104 min, ou seja, tendo-se uma economia de tempo em cerca de 71 minutos. Porém, para $t_{in} = 10$ min, economicamente falando, a secagem intermitente não se mostrou tão vantajosa.

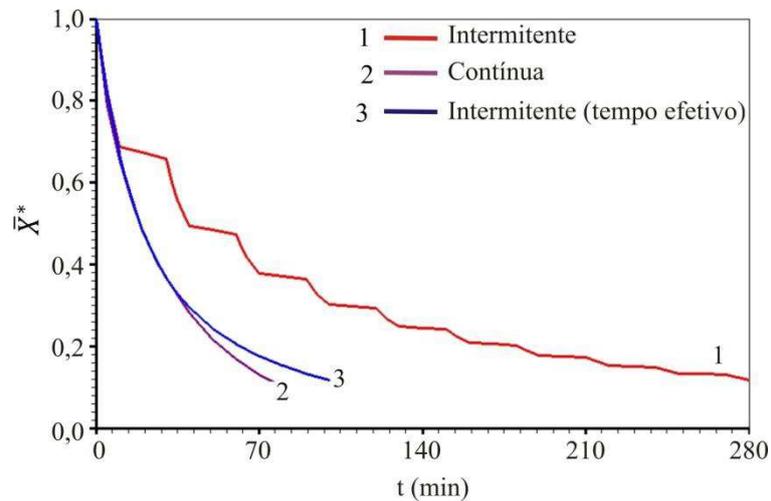


Figura 4.85: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 10$ min) sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.

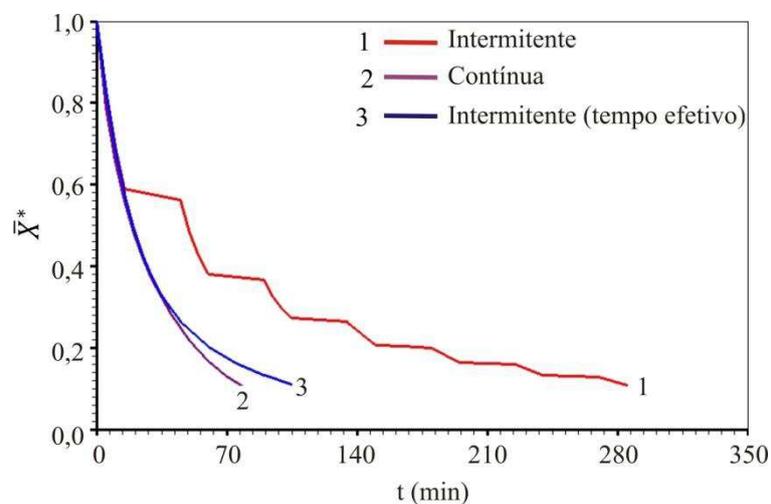


Figura 4.86: Simulação das cinéticas de secagens contínua, intermitente ($t_{in} = 15$ min) e sua respectiva cinética considerando-se apenas o tempo efetivo de operação, a 70 °C.

A partir da análise dos gráficos das Figuras 4.85 e 4.86, mais o que já se concluiu para as secagens intermitentes de maçã pré-tratada osmoticamente a 50°C , e levando em consideração a economia de energia obtida com a secagem intermitente dos frutos frescos, tem-se um indício de que, em termos de economia de energia, a secagem intermitente se mostra melhor para produtos com maiores teores de umidade iniciais. Porém, isto é apenas um indício e será contemplado na seção de sugestões para trabalhos futuros.

4.2.6.3. Análise na distribuição de água durante os processos

Visto que os processo de secagem de contínua e intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente podem ser descritos de forma satisfatória através de modelos difusivos, tem-se então a possibilidade de serem realizadas algumas análises no sentido de entender melhor os fenômenos em questão. Assim, utilizando-se o modelo 2, foi feita a simulação das distribuições de quantidade de água no interior dos paralelepípedos de maçã em instantes e em planos internos específicos. Para tal, implementou-se no *solver* desenvolvido comandos de escrita, que fornecem os valores locais da quantidade de água em todos os volumes de controle desejados e em instantes de tempo predeterminados. Com os dados em mãos, utilizando-se o *software Contour plots* (SILVA, 2010) foi possível prever a distribuição de água no interior das amostras de maçã para diversos instantes de interesse.

Os resultados apresentados nesta seção foram obtidos através da simulação utilizando-se o modelo 2, para uma malha de $50 \times 50 \times 75$ volumes de controle, sem simetria, e usando-se um número de estepes de tempo de quatro vezes o tempo de processo. Neste sentido, foi considerado o plano vertical contendo os volumes de controle centrais do paralelepípedo, isto é, os volumes de controle situados nas coordenadas $(i, j, 35)$, com i e j números inteiros variando de 1 a 51. Na Figura 4.87 está representa, fora de escala, a malha utilizada. N

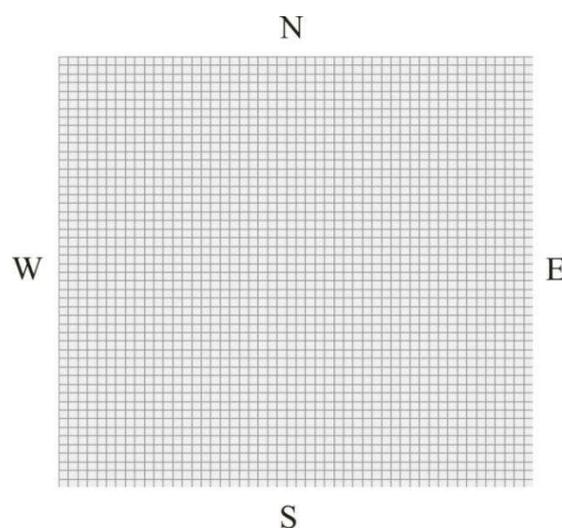


Figura 4.87: Malha utilizada para a obtenção das distribuições de água nas amostras de maçã.

Para efeito de comparações, a Figura 4.88 apresenta a distribuição de umidade nos instantes 1, 5, 20, 50 e 90 minutos da secagem contínua de maçã pré-tratada osmoticamente utilizando-se uma temperatura de 70°C.

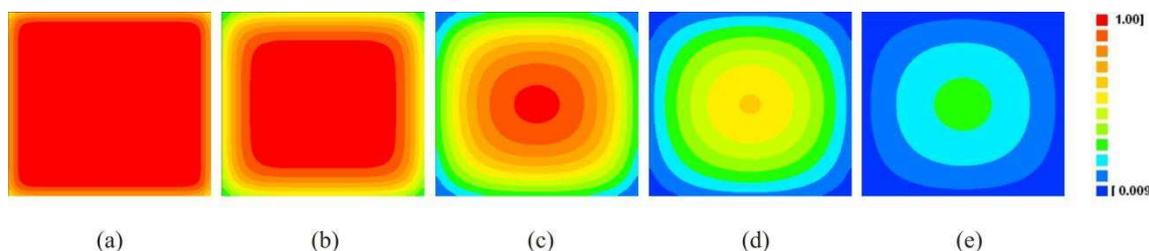


Figura 4.88: Distribuição de quantidade de água nos paralelepípedos de maçã nos instantes (a) 1, (b) 5, (c) 20, (d) 50 e (e) 90 minutos a partir do início da secagem contínua de maçã pré-tratada osmoticamente a 70°C.

A partir da análise da Figura 4.88, verifica-se como se dá a evolução da distribuição de umidade durante o experimento. Nota-se que a umidade tende a se localizar no meio do produto e que diminui do centro para a superfície, logo constata-se que o sentido do fluxo de água se dá de dentro para fora do produto durante o processo de secagem.

Em contraste com a secagem contínua, estudou-se o comportamento da distribuição de umidade nos pedaços de maçã durante a secagem intermitente. Para tal,

nos experimentos de secagem intermitente de maçã pré-tratada osmoticamente, verificou-se a distribuição de umidade no instante em que o produto sai do secador para então ficar em repouso durante o período de tempera, em seguida é analisada a evolução da distribuição da umidade durante esse período. As Figuras 4.89 e 4.90 mostram o comportamento sugerido acima para as secagens intermitentes com $t_{in} = 10$ e $t_{in} = 15$ minutos a 70°C, respectivamente, acompanhando-se os instantes de saída e de reentrada no secador.

A Figura 4.89 apresenta a evolução da distribuição de umidade nos pedaços de maçã durante o primeiro período de têmpera ao qual foram submetidos na secagem intermitente utilizando-se um tempo de exposição de 10 minutos, logo com um período

de têmpera de 20 minutos. Neste sentido, foram tomadas as distribui es de umidade nos instantes de 10 minutos, que   quando o produto sai da estufa, e segue para o dessecador; em seguida, foram avaliados os instantes de 14, 18, 22, 26 e 30 minutos, onde neste último instante se encerra o primeiro ciclo da secagem intermitente.

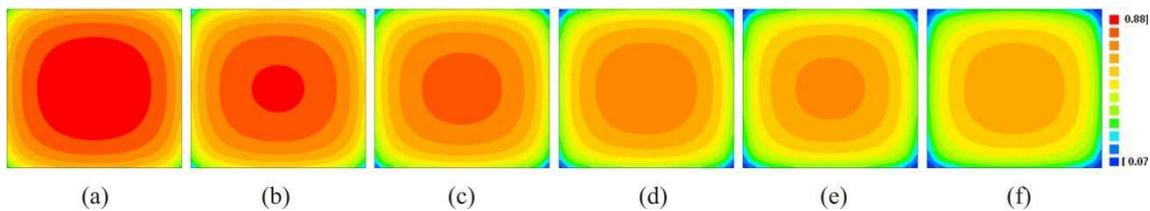


Figura 4.89: Distribui o de umidade durante um período de têmpera da secagem intermitente de maa pré-tratada osmoticamente com $t_{in} = 10$ min a 70°C nos instantes (a) 10, (b) 14, (c) 18, (d) 22, (e) 26 e (f) 30 minutos.

De maneira similar, a Figura 4.90 apresenta a evoluo da distribui o de umidade no caso do tempo de exposio de 15 minutos e têmpera de 30 minutos. Foram tomadas as distribui es de umidade nos instante de saída, ou seja, 15 minutos e os instantes de 21, 27, 33, 39 e 45 minutos.

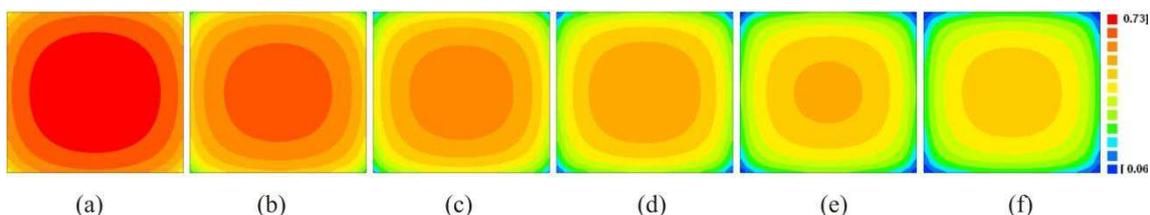


Figura 4.90: Distribui o de umidade durante um período de têmpera da secagem intermitente de maa pré-tratada osmoticamente com $t_{in} = 15$ min a 70°C nos instantes (a) 15, (b) 21, (c) 27, (d) 33, (e) 39 e (f) 45 minutos.

As Figuras 4.89 e 4.90 permitem observar que o período de têmpera acarreta uma homogeneizao da umidade no interior do produto, o que   uma vantagem em relao   sua qualidade final (CIHAN e ECE, 2001; CIHAN et al., 2007; ZHU et al., 2010; KOWALSKI e PAWŁOWSKI, 2011a). Como pode ser constatado, para o primeiro período de têmpera, as Figuras 4.89 (b-f) e 4.90 (b-f) mostram a redistribuio

da umidade a partir da região central para a superfície do produto, fazendo com que o produto tenha uma distribuição de umidade semelhante a de quando o processo se inicia, acelerando portanto a retirada de água a partir do segundo ciclo. Contudo, usando-se um período de têmpera maior (Figura 4.90), é possível notar que a redistribuição da umidade atinge um estado mais homogêneo no produto ao final do período de tempera do que o realizado na secagem com tempo de exposição de 10 minutos apenas (Figura 4.89).

CAPÍTULO 5: CONCLUSÕES

O presente capítulo apresenta conclusões obtidas a partir dos resultados experimentais e de simulações computacionais realizadas neste trabalho. Neste sentido, considerando as secagens contínua e intermitente de maçãs frescas e pré-tratadas osmoticamente, pode-se concluir que:

- Na secagem intermitente, apesar de desconsiderado por muitos autores, durante o período de têmpera, o fruto continua perdendo umidade de maneira considerável, influenciando os resultados da secagem. Isto é visível já em uma primeira análise dos gráficos contendo apenas os dados experimentais. Em adição, quando o coeficiente de transferência convectiva para o produto fora da estufa é calculado, embora seja baixo, é substancialmente maior que zero;
- O modelo de Page se mostrou muito eficaz para descrever o processo de secagem contínua de maçãs frescas. Considerando-se uma razão de intermitência $\alpha = 2/3$, foi também possível descrever com boa precisão, a partir do modelo de Page (modelo empírico), a secagem intermitente de maçãs frescas;
- A secagem intermitente de maçãs com período de têmpera de até 60 minutos foi muito satisfatória no que se refere a economia de energia, reduzindo o tempo de secagem em mais de 46% para as secagens a 50 °C, e em até 34% nas secagens a 70 °C, em relação à secagem contínua considerando-se apenas o tempo efetivo de operação;
- Períodos de têmpera maiores que 60 minutos, com a razão de intermitência adotada, não se mostraram convenientes;
- O modelo 1 (difusivo), que considera os parâmetros de secagem constantes, descreveu bem as cinéticas de secagem contínua e intermitente a 70 °C, de maçãs pré-tratadas osmoticamente;

- Para a simulação das cinéticas de secagem usando-se o modelo 1, foram determinados dois tipos de condições de contorno durante o processo: condição de contorno do primeiro tipo para o período de exposição à fonte de calor, e do terceiro tipo para o período de têmpera. Contudo, para as secagens intermitentes a 50 °C, a condição de contorno mais compatível durante todo o processo foi a do terceiro tipo;
- O modelo 1 descreve adequadamente a secagem intermitente de maçã previamente osmodesidratada e as condições de contorno escolhidas estão de acordo com os dados experimentais.
- O modelo 2 (difusivo), que considera os parâmetros de secagem variáveis, e que os paralelepípedos de maçã encolhem durante o processo de perda de umidade, descreveu bem as cinéticas de secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente;
- Em contraste com o modelo 1, para o modelo 2, a melhor condição de contorno a se utilizar, quando as amostras se encontram dentro e fora da estufa, é a do terceiro tipo para todas as configurações de temperatura e períodos de têmpera;
- O modelo 2 descreve adequadamente as cinéticas de secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente;
- O modelo 2 apresentou melhor compatibilidade que o modelo 1 na descrição da secagem intermitente, acompanhando melhor a variação na umidade relativa do ar que influencia a secagem;
- Por sua vez, o modelo 1 descreve a secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente sutilmente melhor do que o modelo 2;
- O modelo 2 descreve adequadamente a secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente considerando-se apenas o tempo efetivo de operação.

- Em consonância com a literatura, as temperaturas e a razão de intermitência influenciam os parâmetros e as variáveis próprias do processo de secagem intermitente.
- No caso da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente, apenas com a configuração de secagem com 50°C e com tempo de exposição de 15 minutos se obteve economia de energia, para as demais, a secagem intermitente não se mostrou uma alternativa mais econômica do que a secagem contínua.
- Durante o período de têmpera acontece uma redistribuição da umidade no produto, homogeneizando-a, e isto otimiza o processo de secagem em economia de energia e melhoramento na qualidade final do produto.

5.1. Sugestões para trabalhos futuros

- Usar outros modelos empíricos para descrever a cinética da secagem intermitente de maçãs;
- Repetir os experimentos e simulações numéricas utilizando-se outras razões de intermitência;
- Aplicar as ferramentas desenvolvidas a secagens de diferentes produtos, em outros processos difusivos.
- Investigar quais os teores de umidade ideais para a utilização da secagem intermitente com o objetivo de se obter economia de energia.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRAFRUTAS - Associação Brasileira dos Produtores Exportadores de Frutas e Derivados. (2016) Disponível em http://abrafrutas.org/index.php?option=com_content&view=article&id=235:estatistica-de-exportacoes-brasileiras-de-frutas-frescas-2016&catid=95&Itemid=259&lang=pt-br, acessado em 16/04/2017.

ABRAHAM, T. F.; MARCEL, E.; ALEXIS, K.; BELKACEM, Z. **Experimental drying kinetics of mango slices (*Mangifera indica L.*) Amelie under intermittent conditions**. International Journal of Thermal Technologies, 2016.

AIRES, J. E. de F. **Uso de soluções numéricas da equação de difusão em coordenadas cartesianas na descrição da desidratação osmótica de frutas**. 2015. 288f. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2015.

AIRES, K. L. C. A. F. **Desidratação osmótica e secagem convectiva de maçã cortada em forma de paralelepípedo descritas por solução numérica tridimensional da equação de difusão**. 2016. 274f. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2016.

ALEXANDRE, H. V.; FIGUEIRÊDO, R. M. F.; QUEIROZ, A. J. M. **Isotermas de adsorção de teor de água da pitanga em pó**. Revista de Biologia e Ciências da Terra, Campina Grande, v. 7, n. 1, p. 11-20, 2007.

ALIBAS, I. **Microwave drying of grapevine (*Vitis vinifera L.*) leaves and determination of some quality parameters**. Journal of Agricultural Sciences, 18, 43-53, 2012.

ALMEIDA, G. S. **Transferência de calor e massa em sólidos heterogêneos com geometria arbitrária: uma análise concentrada**. Campina Grande. Pós-graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Campina Grande, 78 p. Dissertação (mestrado), 2003.

ALVES, F. I. S. **Crescimento da bananeira nanica (musa sp) em função do uso de diferentes tipos e dosagens de biofertilizantes**. 2011. Monografia (graduação em Licenciatura Plena em Ciências Agrárias). Centro de Humanas e Agrárias, Universidade Estadual da Paraíba, Catolé do Rocha – PB.

BAINI, R.; LANGRISH, T. A. G. **Choosing an appropriate drying model for intermittent and continuous drying of bananas**. Journal of Food Engineering 79 330–343, 2007.

BARAT, J. M.; FITO, P.; CHIRALT, A. **Modelling of simultaneous mass transfer and structural changes in fruit tissues**. Journal of food engineering, 49, p.77-85, 2001.

BECKER, M. **Um selo para a maçã**. Inmetro, Ministério do Desenvolvimento, Indústria e Comércio Exterior: Brasil, jan, 2003. Disponível em:http://www.inmetro.gov.br/noticias/verNoticia.asp?seq_noticia=654. Acesso em 9 de novembro de 2016.

BELESSIOTIS, V.; DELYANNIS, E. **Solar drying**. Solar Energy, v.85, n.8, p.1665-1691, 2011.

BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. **Transport phenomena**. 2 ed. New York: John Wiley & Sons, Inc., 2001.

BROOKER, D. B.; BAKER-ARKEMA, F. W.; HALL, C. W. **Drying and storage of grains and oilseeds**. New York: AVI Book, 1992.

CARMO, J. E. F.; LIMA, A. G. B.; SILVA, C. J. **Continuous and Intermittent Drying (Tempering) of Oblate Spheroidal Bodies: Modeling and Simulation**. International Journal of Food Engineering, 2012.

CIHAN, A.; ECE, M. C. **Liquid diffusion model for intermittent drying of rough rice**. Journal of Food Engineering, v. 49, n. 2, p. 327-331, 2001.

CIHAN, A.; KAHVECI, K.; HACIHAFIZOGLU, O. **Modelling of intermittent drying of thin layer rough rice**. Journal of Food Engineering, v. 79, p. 293–298, 2007.

CHIN, S. K.; LAW, C. L. **Product quality and drying characteristics of intermittent heat pump drying of *Ganoderma tsugae* Murrill**. *Drying Technology*, v. 28, n. 2, p. 1457–1465, 2010.

CHUA, K. J.; MUJUMDAR, A. S.; CHOU S. K. **Intermittent drying of bioproducts - an overview**. *Bioresource Technology*, v. 90, p. 285–295, 2003.

CORRÊA, P. C.; RESENDE, O.; MARTINAZZO, A. P.; GONELI, A. L. D.; BOTELHO, F. M. **Modelagem matemática para descrição do processo de secagem do feijão (*Phaseolus vulgaris* L.) em camadas delgadas**. *Engenharia Agrícola*, v. 27, n. 2, p. 501-510, 2007.

CRANK, J. **The mathematics of diffusion**. Oxford Science Publications, New York, USA, 414p, 1992.

CREMONEZ, V. G. **Estufa solar para secagem de madeira serrada: viabilidade do uso de placas planas fotovoltaicas**. 2016. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Florestal). Centro de Ciências Agrárias, Universidade Federal de Paraná, PR, Brasil, 2016.

CRUZ, G. A. **Desidratação de alimentos**. 2. ed. São Paulo: Editora Globo, 1990.

DAVIS, M. E. **Numerical methods and modeling for chemical engineers**. John Wiley & Sons, Inc. Pasadena, California, USA, 1984.

DEL VALLE, J. M.; CUADROS, T. R. M.; AGUILERA, J. M. **Glass transitions and shrinkage during drying and storage of osmosed apple pieces**. *Food Research International*, 31, p.191-204, 1998.

DIAMANTE, L. M.; IHNS, R.; SAVAGE, G. P.; VANHANEN, L. **A new mathematical model for thin layer drying of fruits**. *International Journal of Food Science and Technology*, v. 45, n. 9, p. 1956-1962, 2010.

DONG, R.; LU, Z.; LIU, Z.; NISHIYAMA, Y.; CAO, W. **Moisture distribution in a rice kernel during tempering**. *Journal of Food Engineering*, v. 91, p. 126–132, 2009.

DUMOULIN E.; BIMBENET J. J. **Mechanical, physical and chemical phenomena during food drying: consequences on properties of dried products**. 11th

International Drying Symposium (IDS 98) – Proceedings, Halkidiki, Greece, vol. A, p.711-718, 1998.

EMPASC - Empresa Catarinense de Pesquisa Agropecuária. **Manual da Cultura da Macieira**. Secretaria da Agricultura e do Abastecimento, Florianópolis: Departamento de Informação e Documentação (DID/EMPASC), 562 p, 1986.

FARIAS, V. S. O. **Difusão 3D em sólidos com forma arbitrária usando coordenadas generalizadas**. 2011. 265 p. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos). Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, PB, Brasil, 2011.

FAO - **Food and Agriculture Organization of the United Nations**. Summary of Food and Agriculture Statistics. FAOSTAT 2011. Disponível em <http://www.fao.org>, acessado em Junho de 2016.

FAO - **Food and Agriculture Organization of the United Nations**. (2015), Roma, Itália. Disponível em: <http://faostat3.fao.org/browse/Q/QC/E>, acessado em 04/09/2017.

FELLOWS, P. J. **Tecnologia do processamento de alimentos: princípios e prática**. Porto Alegre: Artmed. 602 p, 2006.

FIOREZE, R. **Princípios de secagem de produtos biológicos**. João Pessoa: Editora Universitária/UFPB, 2004.

GANESAPILLAI, M.; REGUPATHI, I.; MURUGESAN, T. **An empirical model for the estimation of moisture ratio during microwave drying of plaster of Paris**. Drying Technology, v. 26, n. 7, p. 963-978, 2008.

GARCIA, D. M.; BARROS, A. C. S. A.; PESKER, S. T.; MENEZES, N. L. **A secagem de sementes**. Ciência Rural, v. 34, n. 2, p. 603-608, 2004.

GOLMOHAMMADI, M.; ASSAR, M.; RAJABI-HAMANEH, M.; HASHEMI, S. J. **Energy efficiency investigation of intermittent paddy rice dryer: Modeling and experimental study**. Food and Bioproducts Processing, Volume 94, Pages 275–283, 2014.

GOMES, R. P. **Fruticultura brasileira**. 13 ed. São Paulo: Nobel, 2007.

HII, C. L.; LAW, C. L.; CLOKE, M. **Modeling using a new thin layer drying model and product quality of cocoa.** Journal of Food Engineering, v. 90, n. 2, p. 191-198, 2009.

HOLOWATY, S. A.; RAMALLO, L. A.; SCHMALKO, M. E. **Intermittent drying simulation in a deep bed dryer of yerba maté.** Journal of Food Engineering, v. 111, n. 1, p. 110–114, 2012.

JANZANTTI, N. S. I. **Composição de voláteis de maçãs (*Malus domestica*) cultivar Fuji. II. Efeito do processamento e do armazenamento na composição de voláteis de suco clarificado de maçãs Fuji.** 180p. Dissertação (Mestrado), Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas – SP, 1996.

JDF - **Jornal da Fruta.** (2017), Produção brasileira de maçã Safra 2016/2017. Disponível em: <http://www.jornaldafruta.com.br>, acessado em 04/09/2017.

JUMAH, R.; AL-KTEIMAT, E.; AL-HAMAD, A.; TELFAH, E. **Constant and intermittent drying characteristics of olive cake.** Drying Technology, v. 25, n. 9, p. 1421–1426, 2007.

KARATHANOS, V. T.; KOSTAROPOULOS, A. E.; SARAVACOS, G. D. **Air Drying kinetics of osmotically dehydrated fruits.** Drying Technology, 13, p.1503-1521, 1995.

KOWALSKA, H.; LENART, A. **Mass exchange during osmotic pretreatment of vegetables.** Journal of Food Engineering, 49, p.137-140, 2001.

KOWALSKI, S. J.; PAWLOWSKI, A. **Energy consumption and quality aspect by intermittent drying.** Chemical Engineering and Processing, v. 50, p. 384–390, 2011a.

KOWALSKI, S. J.; PAWLOWSKI, A. **Intermittent drying of initially saturated porous materials.** Chemical Engineering Science, v. 66, p. 1893–1905, 2011b.

KROKIDA, M. K.; MAROULIS, Z. B.; MARINOS-KOURIS, D. **Effect of drying method on physical properties of dehydrated products.** In: Drying 98 - 11th International Drying Symposium. Proceedings. Vol. A, p.809-816, 1998.

KUMAR, R.; JAIN, S.; GARG, M. K. **Drying behavior of rapeseed under thin layer conditions.** Journal of Food Science and Technology, v. 47, n. 3, p. 335-338, 2010.

KUMAR, C.; KARIN, M. A.; JOARDDER, M. U. H. **Intermittent drying of food products: A critical review**. Journal of Food Engineering, v. 121, p. 48–57, 2014.

LE MAGUER, M. **Mass Transfer Modeling in Structured Foods**. In FITO, P.; ORTEGA-RODRIGUES, E.; BARBOSA-CÁNOVAS, G.; Food Engineering 2000 New York; Ed. Chapman & Hall. p.253-269, 1997.

LE MAGUER, M.; SHI, J.; FERNÁNDEZ, C. **Mass Transfer Behavior of Plant Tissues during Osmotic Dehydration**. Food Science Technology International, 9 (3), p.187-192, 2003.

LENART A.; CERKOWNIAK M. **Kinetics of convection drying of osmodehydrated apples**. Polish Journal of Food and Nutrition Sciences, 46, p.73-82, 1996.

LEWICKI, P. P.; LUKASZUK, A. **Effect of osmotic dewatering on rheological properties of apple subjected to convective drying**. Journal of Food Engineering, 45, p.119-126, 2000.

LIMA, A.G.B. **Fenômeno de difusão em sólidos esferoidais prolatos. Estudo de caso: secagem de banana**. Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 265p. Tese (doutorado), 1999.

LIMA, D. R.; FARIAS, S. N.; LIMA, A. G. B. **Mass transport in spheroids using the Galerkin method**. Brazilian Journal of Chemical Engineering, v. 21, n. 4, p. 667-680, 2004.

LUIKOV, A. V. **Analytical heat diffusion theory**. London: Academic Press, 1968.

MA, B.; CHEN, J.; ZHENG, H.; FANG, T.; OGUTU, C.; LI, S.; HAN, Y.; WU, B. **Comparative assessment of sugar and malic acid composition in cultivated and wild apples**. Food Chemistry, v. 172 , p. 86–91, 2015.

MADAMBA, P. S.; YABES, R. P. **Determination of the optimum intermittent drying conditions for rough rice (*Oryza sativa*, L.)**. Lebensm.-Wiss. u.-Technol, v. 38, p. 157–165, 2005.

MALISKA, C. R. **Transferência de calor e mecânica dos fluidos computacional**. Rio de Janeiro: LTC Editora S. A., 2004.

MAPA - **Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento**, Secretaria de Política Agrícola. Informativo N° 54, Ano 6, Março / 2013.

MAPA - **Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento**, Secretaria de Política Agrícola. Informativo N° 76, Ano 8, Março / 2015.

MARCOTTE, M; LE MAGUER, M. **Mass transfer in cellular tissues. Part II: computer simulations vs experimental data.** Journal of Food Engineering, 17, P.177-199, 1992.

MARTINAZZO, A. P.; CORRÊA, P. C.; RESENDE, O.; MELO, E. C. **Análise e descrição matemática da cinética de secagem de folhas de capim-limão.** Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 11, n. 3, p. 301–306, 2007.

MAURO, M. A.; TAVARES, D. Q.; MENEGALLI, F. C. **Behavior of plant tissue in osmotic solutions.** Journal of Food Engineering, 56, p.1-15, 2003.

MAYOR, L.; CUNHA, R. L.; SERENO, A. M. **Relation between mechanical properties and structural changes during osmotic dehydration of pumpkin.** Food Research International, 40, p.448-460, 2007.

MELO, K. dos S. **Secagem por aspersão da polpa de atemoia.** 2012. 8 p. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola). Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, PB, Brasil, 2012.

MILMAN, M. J. **Equipamentos para pré-processamento de grãos.** Pelotas: Ed. Universitária/UFPel, 2002.

MONNERAT, S. M. **Desidratação Osmótica e Secagem Convectiva de Maçã: Transferência de Massa e Alterações de Estrutura Celular.** 2009. 158f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 2009.

MORAIS, S. J. S.; DEVILLA, I. A.; FERREIRA, D. A.; TEIXEIRA, I. R. **Modelagem matemática das curvas de secagem e coeficiente de difusão de grãos de feijão-caupi (*Vigna unguiculata* (L.) Walp.).** Revista Ciência Agronômica, v. 44, n. 3, p. 455-463, jul-set, 2013.

MUNDADA, M.; HATHAN, B. S.; MASKE, S. **Mass transfer kinetics during osmotic dehydration of pomegranate arils.** Journal of Food Science, v.76, n.1, p. 31-39, 2011.

MUNSON-MCGEE. **Moisture profiles during intermittent soaking of an oblate spheroid.** Journal of Food Engineering, 2014.

NASCIMENTO, J. J. S. **Fenômenos de difusão transiente em sólidos paralelepípedos. Estudo de caso: secagem de materiais cerâmicos.** 2002, 181 p. Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica, Centro de Tecnologia, UFPB, João Pessoa, PB, Brasil.

NICOLETI, J. F.; TELIS-ROMERO, J.; TELIS, V. R. N. **Air drying of fresh and osmotically pre-treated pineapple slices: fixed air temperature versus fixed slice temperature drying kinetics.** Drying Technology, 19, p.2175-2191, 2001.

NICOLETI, J. F.; SILVEIRA JR., V.; TELIS-ROMERO, J.; TELIS, V. R. N. **Influence of drying conditions on ascorbic acid during convective drying of whole persimmons.** Drying Technology, 25, p.891-899, 2007.

NISHIYAMA, Y.; CAO W. Y.; LI, B. **Grain intermittent drying characteristic analyzed by a simplified model.** Journal of Food Engineering, v. 76, p. 272-279, 2006.

OLEK, W.; WERES, J. **Effects of the method of identification of the diffusion coefficient on accuracy of modeling bound water transfer in wood.** Transport in Porous Media 66 (1-2): 135-144, 2007.

PEREZ, L. H. **Maçã: evolução da produção e do comércio internacional no Brasil e no mundo, na década de 90.** Informações Econômicas, v. 32, n. 9, p. 46-52, 2002.

PARK, K. J.; ANTONIO, G. C.; OLIVEIRA, R. A.; PARK, K. J. B. **Conceitos de processo e equipamentos de secagem.** Campinas: UNICAMP. 127 p, 2007.

PETRI, J. L.; LEITE, G. B. **Revista Brasileira de Fruticultura**, v. 30, n. 4 p. 857-1166. Disponível em: http://www.scielo.br/pdf/rbf/v30n4/en_a02v30n4.pdf, acessado em Junho de 2016. Jaboticabal, Brasil, 2008.

PONTING, J. D. **Osmotic dehydration of fruits – recent modifications and applications**, Process Biochemistry, 8, p.18-20, 1973.

PROS, J. S. **A maçã e a saúde**. Lisboa: Editorial Presença, 110p, 1980.

PROTZEK, E. C. **Desenvolvimento de tecnologia para o aproveitamento do bagaço de maçã na elaboração de pães e biscoitos ricos em fibra alimentar**. 1997. 94 p. Dissertação (Mestrado), Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Curitiba – PR, 1997.

PUTRANO, A.; CHEN, X. D.; DEVAHASTIN, S.; XIAO, Z.; WEBLEY, P. A. **Application of the reaction engineering approach (REA) for modeling intermittent drying under time-varying humidity and temperature**. Chemical Engineering Science, v. 66, n. 10, p. 2149–2156, 2011.

RAOULT-WACK, A. L.; GUILBERT, S.; LE MAGUER, M.; RIOS, G. **Simultaneous water and solute transport in shrinking media: 1. Application to dewatering and impregnation soaking process analysis (osmotic dehydration)**. Drying Technology, 9, p.589-612, 1991.

RICARDEZ, A. P.; SUÁREZ, J. R.; BERUMEN, L. A. **The drying of red oak at vacuum pressure**. Maderas. Ciencia y Tecnología 7 (1): 23-26, 2005.

RODRIGUES, A. F. **Modelagem matemática do estudo experimental das secagens contínua e intermitente de bananas**. 2015. 197 p. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola). Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, PB, Brasil, 2015.

RODRIGUES, E.; CAVALCANTI MATA, M. E. R. M.; ANSELMO, G. C. S.; DUARTE, M. E. M; SILVA, Y. C. **Isotermas de equilíbrio higroscópico do cajá em pó obtido por meio da secagem por atomização**. In: CONGRESSO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE, 2., 2005, Campina Grande. Anais... Campina Grande: UFCG, 2005. CD.

SACCHETTI, G.; GIANOTTI, A.; ROSA, M. D. **Sucrose-salt combined effects on mass transfer kinetics and product acceptability. Study on apple osmotic treatments**. Journal of Food Engineering , 49, p.163-173, 2001.

SALVATORI, D.; ANDRÉS, A.; CHIRALT, A.; FITO, P. **Osmotic dehydration progression in apple tissue. II: Generalized equations for concentration prediction.** Journal of Food Engineering, 42, p.133-138, 1999.

SCHÖSSLER, K.; JÄGER, H.; KNORR, D. **Effect of continuous and intermittent ultrasound on drying time and effective diffusivity during convective drying of apple and red bell pepper.** Journal of Food Engineering, v. 108, n. 1, p. 103–110, 2012.

SEGUÍ, L.; FITO, P. J.; ALBORS, A.; FITO, P. **Mass transfer phenomena during osmotic dehydration of apple isolated protoplasts (*Malus domestica* var. Fuji).** Journal of Food Engineering, 77, p.179-187, 2006.

SERENO, A. M.; MOREIRA, R.; MARTINEZ, E. **Mass transfer coefficients during osmotic dehydration of apple in single and combined aqueous solutions of sugar and salt.** Journal of Food Engineering, 47, p.43-49, 2001.

SILVA, S. **Frutas no Brasil.** São Paulo: Empresa das Artes, 1996.

SILVA, V.; FIGUEIREDO, A. R.; COSTA, J. J.; GUINÉ, R. P. F. **Experimental and mathematical study of the discontinuous drying kinetics of pears.** Journal of Food Engineering, v. 134, p. 30–36, 2014.

SILVA, W. P. **Transporte difusivo em sólidos com forma arbitrária usando coordenadas generalizadas.** 263 p. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos). Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, PB, Brasil, 2007.

SILVA, W. P.; SILVA, D. D. P. S.; SILVA, C. D. P. S.; LIMA, A. G. B. **Simulação numérica da transferência de massa em sólidos de revolução via volumes finitos e coordenadas generalizadas.** Anais. 8º Congresso Ibero americano de Engenharia Mecânica, Cusco, Peru, 2007.

SILVA, W. P.; SILVA, D. D. P. S.; SILVA, C. M. D. P. S.; SILVA, C. D. P. S. **Numerical simulation of the water diffusion in cylindrical solids.** International Journal of Food Engineering, v. 4, n. 2, article 6, 2008.

SILVA, W. P. **Transferência de calor e mecânica dos fluidos computacional, curso 1** (2009). Apresentações em Powerpoint, online, disponível no endereço eletrônico: <http://zeus.df.ufcg.edu.br/labfit/TCMFC.htm>, data de acesso: novembro/2016.

SILVA, W.P.; SILVA, C. M. D. P. S. **Prescribed Adsorption-Desorption Software**, (2009a), disponível em <http://zeus.df.ufcg.edu.br/labfit/Prescribed.htm>, e acessado em setembro de 2016.

SILVA, W. P.; SILVA, C. M. D. P. S. **Convective Adsorption-Desorption Software**, (2009b). Disponível em <http://zeus.df.ufcg.edu.br/labfit/Convective.htm>, acessado em setembro de 2016.

SILVA, W.P.; SILVA, C. M. D. P. S. **LAB Fit Curve Fitting Software, V.7.2.46** (2009c); disponível em: www.labfit.net, data de acesso: outubro/2016.

SILVA, W. P.; PRECKER, J. W.; SILVA, C. M. D. P. S.; SILVA, D. D. P. S. **Determination of the effective diffusivity via minimization of the objective function by scanning: Application to drying of cowpea**. Journal of Food Engineering 95, 298–304, 2009.

SILVA, W. P., **Contour plots software**, 2010. Disponível em: <http://zeus.df.ufcg.edu.br/labfit/Contour.zip>, acessado em setembro de 2017.

SILVA, W. P.; AMARAL, D. S.; DUARTE, M. E. M.; MATA, M. E. R. M. C.; SILVA, C. M. D. P. S.; PINHEIRO, R. M. M.; PESSOA, T. **Description of the osmotic dehydration and convective drying of coconut (*Cocos nucifera L.*) pieces: A three-dimensional approach**. Journal of Food Engineering, 115, 121–131, 2013.

SILVA, W. P.; SILVA, C. M. D. P. S.; LINS, M. A. A.; GOMES, J. P. **Osmotic dehydration of pineapple (*Ananas comosus*) pieces in cubical shape described by diffusion models**. Food Science and Technology, v. 55, p. 1-8, 2014a.

SILVA, W. P.; SILVA, C. M. D. P. S.; AIRES, K. L. C. A. F. **Description of Guava Osmotic Dehydration Using a Three-Dimensional Analytical Diffusion Model**. Journal of Food Processing, ID 157427, 2014b.

SILVA, W. P.; RODRIGUES, A. F.; SILVA, C. M. D. P. S.; CASTRO, D. S.; GOMES, J. P. **Comparison between continuous and intermittent drying of whole bananas using empirical and diffusion models to describe the processes.** Journal of Food Engineering, 2015.

SILVA, W. P.; RODRIGUES, A. F.; SILVA, C. M. D. P. S.; GOMES, J. P. **Numerical Approach to Describe Continuous and Intermittent Drying Including the Tempering Period: Kinetics and Spatial Distribution of Moisture.** Drying Technology, 2016.

SILVA, W. P.; SILVA, C. M. D. P. S., **LS Optimizer, Version 2.1** (2016), online, available from world wide web: <<http://zeus.df.ufcg.edu.br/labfit/LS.htm>>, data do acesso: junho/2017.

SIMAL, S.; DEYÁ, E.; FRAU, M.; ROSSELÓ, C. **Simple Modelling of Air Drying Curves of Fresh and Osmotically Pre-dehydrated Apple Cubes.** Journal of Food Engineering, 33, p.139-150, 1997.

SIMAL, S.; ROSSELÓ, C. BERNA, A.; MULET, A. **Drying of shrinking cylinder-shaped bodies.** Journal of Food Engineering, 37, p.423-435, 1998.

SLATTERY, J. C. **Advanced transport phenomena.** Cambridge University Press, 1999.

SOUZA, V. C.; OCÁCIA, G. C. **Cinética da secagem de maçã em secador convectivo.** VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Uberlândia, Brasil, 2009.

SPIAZZI, E. A.; MASCHERONI, R. H. **Mass Transfer for Osmotic Dehydration of Fruits and Vegetables – I. Development of the simulation model.** Journal of Food Engineering, 34, p.387-410, 1997.

SPIESS, W. E. L.; BEHSNILIAN, D. **Osmotic treatments in food processing - current state and future needs.** In: Drying 98 - 11th International Drying Symposium. Proceedings. Vol. A, p.47-56, 1998.

STEFFE, J. T.; SINGH, R. P. **Theoretical and practical aspects of rough rice tempering**. Transactions of the ASAE, v. 23, p. 775-782, 1980.

TACO - **Tabela Brasileira de Composição de Alimentos**. 4. ed. Campinas: Unicamp, 2011.

TUNDE-AKINTUNDE, T. Y.; OGUNLAKIN, G. O. **Mathematical modeling of drying of pretreated and untreated pumpkin**. Journal of Food Science and Technology, v. 50, n. 4, p. 705-713, 2011.

VALDEBENITO-SANHUEZA, R. M. **Produção Integrada de Maças no Brasil**. Embrapa Uva e Vinho, janeiro de 2003. Disponível em: <http://sistemasdeproducao.cnptia.embrapa.br/FontesHTML/Maca/ProducaoIntegradaMaca/index.htm>. Acesso em: 9 de novembro de 2016.

YANG, Z.; ZHU, E.; ZHU, Z.; WANG, J.; LI, S. **A comparative study on intermittent heat pump drying process of Chinese cabbage (*Brassica campestris L.ssp*) seeds**. Food and Bioproducts Processing, v. 91, n. 4, p. 381–388, 2013.

ZEKI, B. **Dehydration**. Food Process Engineering and Technology. Academic Press, San Diego, 2009,

ZHU, Y.; PAN, Z.; MCHUGH, T. H.; BARRETT, D. M. **Processing and quality characteristics of apple slices processed under simultaneous infrared dry-blanching and dehydration with intermittent heating**. Journal of Food Engineering, v. 97, n. 1, p. 8–16, 2010. v

APÊNDICE A

A1. Resultados experimentais

No presente apêndice serão apresentadas as tabelas referentes aos resultados obtidos nos experimentos realizados para este trabalho.

Tabela A1: Dados da secagem contínua de maçãs para $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$.

t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)	L_x	L_y	L_z ($10^{-3}m^3$)
0	8,587	6,807	1,000	9,78	9,46	22,19
5	8,218	6,465	0,947			
10	8,036	6,303	0,922			
15	7,752	6,040	0,881	9,22	9,16	21,74
20	7,559	5,865	0,854			
25	7,275	5,604	0,813			
30	6,982	5,334	0,772	8,91	8,81	21,20
40	6,523	4,914	0,706			
50	5,974	4,409	0,628	8,68	8,33	20,41
60	5,543	4,016	0,567			
70	5,213	3,714	0,520	8,01	8,14	20,31
80	4,914	3,442	0,478			
90	4,570	3,127	0,429	7,71	7,58	19,41
105	4,175	2,770	0,374			
120	3,768	2,398	0,316	7,56	7,04	18,87
135	3,492	2,148	0,277			
150	3,200	1,883	0,236	7,30	6,68	18,36
165	2,974	1,679	0,205			
180	2,748	1,474	0,173	6,90	6,32	18,08
200	2,499	1,250	0,138			
220	2,280	1,052	0,107	6,82	6,63	18,07
240	2,112	0,900	0,084			
260	1,959	0,763	0,063	6,76	6,96	16,98
280	1,841	0,657	0,046			
300	1,739	0,566	0,032	6,39	6,34	16,61
330	1,634	0,474	0,018			
360	1,561	0,409	0,008	6,21	6,44	16,13
390	1,514	0,369	0,001			

Tabela A2: Dados da secagem contínua de maçãs para $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$.

t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)	L_x	L_y	L_z ($10^{-3}m^3$)
0	8,427	7,693	1,000	9,27	9,17	21,84
5	7,897	7,146	0,926			
10	7,380	6,611	0,854	8,92	9,01	21,63
15	7,020	6,241	0,805			
20	6,547	5,752	0,739	8,70	9,01	20,91
25	6,219	5,414	0,693			
30	5,834	5,017	0,640			
40	5,059	4,217	0,532	8,51	8,18	20,04
50	4,499	3,640	0,454			
60	3,950	3,074	0,378			
70	3,488	2,596	0,314	7,82	7,49	19,02
80	3,075	2,171	0,257			
90	2,745	1,830	0,211	7,56	6,89	18,55
105	2,345	1,417	0,155			
120	2,019	1,081	0,110	7,14	6,28	17,55
135	1,759	0,814	0,074			
150	1,550	0,599	0,045	6,64	6,48	17,00
165	1,416	0,461	0,027			
180	1,317	0,359	0,013	6,35	6,61	16,39
200	1,263	0,303	0,005			
220	1,235	0,274	0,001			

Tabela A3: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{in} = 15\text{ min}$.

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)
in	0	8,516	6,485	1,000
in	5	8,117	6,134	0,943
in	10	7,772	5,831	0,893
in	15	7,415	5,517	0,842
turn				
out	15	7,415	5,517	0,842
out	30	7,276	5,394	0,822
out	45	7,174	5,304	0,807
turn				
in	45	7,174	5,304	0,807
in	50	6,833	5,004	0,758
in	55	6,528	4,736	0,715
in	60	6,197	4,445	0,667
turn				
out	60	6,197	4,445	0,667

out	75	6,090	4,351	0,652
out	90	5,994	4,266	0,638
turn				
in	90	5,994	4,266	0,638
in	95	5,695	4,003	0,595
in	100	5,416	3,758	0,555
in	105	5,149	3,523	0,516
turn				
out	105	5,149	3,523	0,516
out	120	5,068	3,452	0,505
out	135	4,995	3,388	0,494
turn				
in	135	4,995	3,388	0,494
in	150	4,270	2,751	0,390
turn				
out	150	4,270	2,751	0,390
out	180	4,142	2,638	0,372
turn				
in	180	4,142	2,638	0,372
in	195	3,577	2,141	0,291
turn				
out	195	3,577	2,141	0,291
out	225	3,466	2,045	0,275
turn				
in	225	3,466	2,045	0,275
in	240	3,040	1,669	0,214
turn				
out	240	3,040	1,669	0,214
out	270	2,946	1,587	0,200
turn				
in	270	2,946	1,587	0,200
in	285	2,608	1,290	0,152

Tabela A4: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{in} = 15\text{ min}$.

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)	L_x	L_y	L_z ($10^{-3}m^3$)
in	0	8,268	6,919	1,000	9,72	9,49	21,11
in	5	7,686	6,363	0,916			
in	10	7,121	5,823	0,835			
in	15	6,548	5,277	0,753	9,16	8,86	20,39
turn							
out	15	6,548	5,277	0,753			
out	30	6,344	5,080	0,724			
out	45	6,241	4,982	0,709			
turn							
in	45	6,241	4,982	0,709	8,90	8,74	20,01
in	50	5,796	4,555	0,645			
in	55	5,389	4,166	0,586			

in	60	4,953	3,747	0,523	8,24	8,04	19,36
turn							
out	60	4,953	3,747	0,523			
out	75	4,811	3,611	0,503			
out	90	4,736	3,539	0,492			
turn							
in	90	4,736	3,539	0,492	7,84	7,85	19,03
in	95	4,385	3,201	0,442			
in	100	4,076	2,905	0,397			
in	105	3,748	2,592	0,350	7,31	7,02	18,30
turn							
out	105	3,748	2,592	0,350			
out	120	3,656	2,503	0,337			
out	135	3,602	2,451	0,329			
turn							
in	135	3,602	2,451	0,329	6,84	6,94	17,54
in	150	2,885	1,763	0,225	6,55	6,31	17,39
turn							
out	150	2,885	1,763	0,225			
out	180	2,777	1,660	0,210			
turn							
in	180	2,777	1,660	0,210	6,58	6,55	16,96
in	195	2,250	1,155	0,134	6,18	6,30	16,36
turn							
out	195	2,250	1,155	0,134			
out	225	2,169	1,078	0,122			
turn							
in	225	2,169	1,078	0,122			
in	240	1,792	0,715	0,068			
turn							
out	240	1,792	0,715	0,068			
out	270	1,737	0,662	0,060			
turn							
in	270	1,737	0,662	0,060			
in	285	1,475	0,408	0,022			

Tabela A5: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{in} = 30\text{ min}$.

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)	L_x	L_y	L_z ($10^{-3}m^3$)
in	0	8,567	9,626	1,000	9,66	9,57	20,65
in	5	8,162	9,100	0,943			
in	10	7,840	8,662	0,896	9,51	9,32	20,46
in	15	7,494	8,228	0,849			
in	20	7,167	7,846	0,808	9,14	8,97	20,09
in	25	6,867	7,448	0,765			
in	30	6,534	7,078	0,725	8,97	8,84	19,71
turn							
out	30	6,534	7,078	0,725			

out	60	6,343	6,851	0,701			
out	90	6,212	6,694	0,684			
turn							
in	90	6,212	6,694	0,684	8,62	8,50	19,08
in	95	5,962	6,362	0,648			
in	100	5,681	6,026	0,611	8,22	7,89	18,61
in	105	5,429	5,710	0,577			
in	110	5,191	5,429	0,547	8,09	7,69	18,46
in	115	4,996	5,163	0,518			
in	120	4,737	4,893	0,489	7,85	8,05	18,20
turn							
out	120	4,737	4,893	0,489			
out	150	4,602	4,715	0,470			
out	180	4,473	4,545	0,452			
turn							
in	180	4,473	4,545	0,452	7,50	7,57	17,43
in	190	4,107	4,076	0,401			
in	200	3,771	3,660	0,356			
in	210	3,453	3,269	0,314	7,14	7,19	16,71
turn							
out	210	3,453	3,269	0,314			
out	240	3,342	3,129	0,299			
out	270	3,231	3,011	0,286			
turn							
in	270	3,231	3,011	0,286	7,03	6,89	16,24
in	280	2,942	2,621	0,244			
in	290	2,728	2,355	0,215			
in	300	2,531	2,116	0,190	6,43	6,61	15,33
turn							
out	300	2,531	2,116	0,190			
out	330	2,450	2,019	0,179			
out	360	2,360	1,908	0,167			
turn							
in	360	2,360	1,908	0,167	6,31	6,53	14,89
in	375	2,087	1,587	0,132			
in	390	1,898	1,368	0,109	6,01	6,19	14,54
turn							
out	390	1,898	1,368	0,109			
out	420	1,853	1,304	0,102			
out	450	1,786	1,216	0,092			
turn							
in	450	1,786	1,216	0,092			
in	465	1,634	1,081	0,078			
in	480	1,514	0,929	0,061			
turn							
out	480	1,514	0,929	0,061			
out	540	1,449	0,842	0,052			
turn							
in	540	1,449	0,842	0,052			
in	570	1,347	0,681	0,035			

turn				
out	570	1,347	0,681	0,035
out	630	1,329	0,649	0,031
turn				
in	630	1,329	0,649	0,031
in	660	1,286	0,571	0,023

Tabela A6: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{\text{in}} = 30\text{ min}$.

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)	L_x	L_y	L_z ($10^{-3}m^3$)
in	0	8,378	6,889	1,000	9,79	9,45	20,92
in	5	7,938	6,472	0,937			
in	10	7,465	6,024	0,869	9,48	9,26	20,72
in	15	7,010	5,591	0,804			
in	20	6,544	5,148	0,737	9,15	8,93	20,44
in	25	6,172	4,797	0,684			
in	30	5,737	4,386	0,622	8,86	8,53	20,19
turn							
out	30	5,737	4,386	0,622			
out	60	5,548	4,209	0,596			
out	90	5,403	4,072	0,575			
turn							
in	90	5,403	4,072	0,575	8,79	8,33	19,88
in	95	5,092	3,780	0,531			
in	100	4,738	3,450	0,481	8,13	7,84	19,25
in	105	4,415	3,147	0,435			
in	110	3,958	2,698	0,368	7,81	7,48	18,97
in	115	3,900	2,659	0,362			
in	120	3,666	2,438	0,328	7,69	7,58	18,38
turn							
out	120	3,666	2,438	0,328			
out	150	3,539	2,317	0,310			
out	180	3,425	2,210	0,294			
turn							
in	180	3,425	2,210	0,294	7,40	7,24	18,34
in	190	2,973	1,785	0,230			
in	200	2,645	1,477	0,183			
in	210	2,373	1,221	0,145	7,09	6,90	16,62
turn							
out	210	2,373	1,221	0,145			
out	240	2,304	1,157	0,135			
out	270	2,226	1,083	0,124			
turn							
in	270	2,226	1,083	0,124	6,55	6,50	16,60
in	280	1,994	0,867	0,091			
in	290	1,845	0,726	0,070			
in	300	1,712	0,603	0,051	6,39	6,69	16,31
turn							

out	300	1,712	0,603	0,051			
out	330	1,684	0,576	0,047			
out	360	1,649	0,544	0,042			
turn							
in	360	1,649	0,544	0,042	6,19	6,31	15,36
in	375	1,514	0,419	0,024			
in	390	1,443	0,353	0,014	5,84	5,77	15,46

Tabela A7: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{\text{on}} = 60\text{ min}$.

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)	L_x	L_y	L_z ($10^{-3}m^3$)
in	0	8,673	6,743	1,000	9,76	9,76	21,46
in	5	8,384	6,484	0,959			
in	10	8,091	6,222	0,918			
in	15	7,821	5,982	0,881			
in	20	7,563	5,751	0,844			
in	25	7,312	5,527	0,809			
in	30	7,061	5,303	0,774			
in	40	6,590	4,882	0,708			
in	50	6,152	4,490	0,647			
in	60	5,724	4,109	0,587	8,48	8,24	19,69
turn							
out	60	5,724	4,109	0,587	8,48	8,24	19,69
out	90	5,604	4,002	0,571			
out	150	5,429	3,845	0,546			
out	180	5,394	3,814	0,541	8,11	7,96	19,07
turn							
in	180	5,394	3,814	0,541	8,11	7,96	19,07
in	190	4,971	3,437	0,482			
in	200	4,608	3,113	0,431			
in	210	4,292	2,831	0,387			
in	220	4,002	2,572	0,347			
in	230	3,750	2,348	0,311			
in	240	3,518	2,140	0,279			
turn							
out	240	3,518	2,140	0,279			
out	270	3,464	2,092	0,271			
out	300	3,399	2,034	0,262			
out	360	3,258	1,908	0,243	7,23	7,39	16,64
turn							
in	360	3,258	1,908	0,243	7,23	7,39	16,64
in	375	2,893	1,582	0,192			
in	390	2,654	1,369	0,158			
in	405	2,460	1,196	0,131			
in	420	2,305	1,058	0,109	6,72	7,01	15,84
turn							
out	420	2,305	1,058	0,109	6,72	7,01	15,84
out	480	2,253	1,011	0,102			

out	540	2,174	0,941	0,091	7,29	7,12	15,38
turn							
in	540	2,174	0,941	0,091	7,29	7,12	15,38
in	560	1,954	0,745	0,060			
in	580	1,846	0,649	0,045			
in	600	1,761	0,572	0,033	6,79	6,29	15,28
turn							
out	600	1,761	0,572	0,033	6,79	6,29	15,28
out	660	1,751	0,564	0,032			
out	720	1,735	0,549	0,030	6,45	6,05	15,68
turn							
in	720	1,735	0,549	0,030	6,45	6,05	15,68
in	750	1,622	0,449	0,014			
in	780	1,603	0,432	0,011	6,32	5,99	14,85
turn							
out	780	1,603	0,432	0,011	6,32	5,99	14,85
out	840	1,589	0,419	0,009			
out	900	1,586	0,416	0,009			
turn							
in	900	1,586	0,416	0,009			
in	930	1,543	0,378	0,003			
in	960	1,531	0,368	0,001			

Tabela A8: Dados da secagem intermitente de maçãs para $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{in} = 60\text{ min}$.

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)	L_x	L_y	L_z ($10^{-3}m^3$)
in	0	8,311	8,507	1,000	9,62	9,53	20,26
in	5	7,870	8,002	0,939			
in	10	7,451	7,522	0,881	9,12	9,08	19,38
in	15	7,070	7,085	0,828			
in	20	6,675	6,634	0,773	8,77	8,64	18,94
in	25	6,319	6,224	0,723			
in	30	5,964	5,819	0,674	8,46	8,42	18,27
in	40	5,337	5,101	0,587	8,29	8,18	18,05
in	50	4,721	4,396	0,501			
in	60	4,168	3,761	0,424	7,58	7,46	17,29
turn							
out	60	4,168	3,761	0,424	7,58	7,46	17,29
out	90	4,032	3,605	0,405			
out	120	3,930	3,489	0,391			
out	150	3,833	3,377	0,378			
out	180	3,741	3,271	0,365	7,25	6,88	16,38
turn							
in	180	3,741	3,271	0,365	7,25	6,88	16,38
in	190	3,270	2,734	0,300			
in	200	2,868	2,274	0,244	6,91	6,77	16,04
in	210	2,573	1,937	0,203	6,42	6,28	15,67
in	220	2,328	1,656	0,169	6,10	6,18	15,45

in	230	2,115	1,412	0,139			
in	240	1,925	1,195	0,113	6,02	5,26	14,93
turn							
out	240	1,925	1,195	0,113	6,02	5,26	14,93
out	270	1,889	1,155	0,108			
out	300	1,847	1,105	0,102			
out	360	1,737	0,979	0,087			
turn							
in	360	1,737	0,979	0,087	5,87	5,60	14,84
in	375	1,488	0,696	0,053			
in	390	1,370	0,562	0,036	5,87	6,03	14,71
in	405	1,298	0,480	0,026			
in	420	1,252	0,428	0,020			

Tabela A9: Dados da secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente para $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$.

t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)
0	8,694	1,145	1,000
5	8,482	1,091	0,944
10	8,060	0,987	0,834
15	7,613	0,877	0,719
20	7,368	0,816	0,655
25	7,117	0,754	0,590
30	6,915	0,705	0,538
40	6,593	0,625	0,455
50	6,334	0,561	0,388
60	6,136	0,513	0,337
70	5,960	0,469	0,291
80	5,826	0,436	0,257
90	5,698	0,405	0,223
105	5,538	0,365	0,182
120	5,418	0,336	0,151
135	5,315	0,310	0,124
150	5,224	0,288	0,101
165	5,151	0,270	0,082
180	5,091	0,255	0,066
200	5,024	0,239	0,049
220	4,973	0,226	0,036
240	4,926	0,214	0,024
260	4,893	0,206	0,015
280	4,860	0,198	0,006

Tabela A10: Dados da secagem contínua de maçãs pré-tratadas osmoticamente para $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$.

t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)
0	9,203	1,185	1,000
5	8,282	0,967	0,796
10	7,611	0,821	0,658
15	7,137	0,707	0,551
20	6,861	0,636	0,484
25	6,576	0,566	0,418
30	6,359	0,511	0,366
40	5,991	0,421	0,281
50	5,698	0,353	0,218
60	5,486	0,304	0,172
70	5,322	0,263	0,133
80	5,188	0,234	0,105
90	5,070	0,207	0,080
105	4,956	0,180	0,055
120	4,883	0,162	0,038
135	4,816	0,147	0,024
150	4,782	0,137	0,014
165	4,758	0,129	0,007

Tabela A11: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente para $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{\text{in}} = 10\text{ min}$.

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)
in	0	10,789	1,606	1,000
in	2,5	10,539	1,527	0,945
in	5	10,292	1,462	0,898
in	7,5	10,005	1,400	0,855
in	10	9,782	1,348	0,818
turn				
out	10	9,782	1,348	0,818
out	20	9,690	1,329	0,804
out	30	9,660	1,321	0,798
turn				
in	30	9,660	1,321	0,798
in	32,5	9,372	1,257	0,754
in	35	9,220	1,214	0,723
in	37,5	9,035	1,173	0,694
in	40	8,832	1,132	0,665
turn				
out	40	8,832	1,132	0,665
out	50	8,757	1,112	0,651
out	60	8,731	1,106	0,647
turn				
in	60	8,731	1,106	0,647

in	62,5	8,555	1,061	0,615
in	65	8,412	1,029	0,592
in	67,5	8,283	0,997	0,569
in	70	8,190	0,974	0,553
turn				
out	70	8,190	0,974	0,553
out	80	8,112	0,956	0,541
out	90	8,087	0,950	0,536
turn				
in	90	8,087	0,950	0,536
in	95	7,860	0,894	0,496
in	100	7,697	0,856	0,470
turn				
out	100	7,697	0,856	0,470
out	110	7,642	0,841	0,459
out	120	7,614	0,834	0,455
turn				
in	120	7,614	0,834	0,455
in	125	7,436	0,794	0,426
in	130	7,301	0,764	0,404
turn				
out	130	7,301	0,764	0,404
out	140	7,257	0,752	0,396
out	150	7,220	0,744	0,391
turn				
in	150	7,220	0,744	0,391
in	155	7,106	0,717	0,371
in	160	7,010	0,693	0,354
turn				
out	160	7,010	0,693	0,354
out	170	6,969	0,684	0,348
out	180	6,946	0,679	0,344
turn				
in	180	6,946	0,679	0,344
in	185	6,852	0,656	0,329
in	190	6,780	0,640	0,317
turn				
out	190	6,780	0,640	0,317
out	200	6,752	0,636	0,314
out	210	6,734	0,627	0,308
turn				
in	210	6,734	0,627	0,308
in	220	6,602	0,597	0,286
turn				
out	220	6,602	0,597	0,286
out	230	6,578	0,593	0,284
out	240	6,561	0,586	0,279
turn				
in	240	6,561	0,586	0,279
in	250	6,453	0,561	0,261

turn				
out	250	6,453	0,561	0,261
out	260	6,438	0,557	0,258
out	270	6,428	0,554	0,256
turn				
in	270	6,428	0,554	0,256
in	280	6,347	0,534	0,242

Tabela A12: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente para $T = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{\text{in}} = 15\text{ min.}$

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)
in	0	10,375	1,194	1,000
in	5	9,694	1,050	0,857
in	10	9,151	0,936	0,742
in	15	8,723	0,845	0,651
turn				
out	15	8,723	0,845	0,651
out	30	8,632	0,826	0,632
out	45	8,572	0,813	0,620
turn				
in	45	8,572	0,813	0,620
in	50	8,142	0,722	0,529
in	55	7,928	0,677	0,484
in	60	7,704	0,629	0,436
turn				
out	60	7,704	0,629	0,436
out	75	7,619	0,611	0,418
out	90	7,566	0,600	0,407
turn				
in	90	7,566	0,600	0,407
in	95	7,331	0,550	0,358
in	100	7,190	0,521	0,328
in	105	7,067	0,494	0,302
turn				
out	105	7,067	0,494	0,302
out	120	6,996	0,479	0,287
out	135	6,946	0,469	0,276
turn				
in	135	6,946	0,469	0,276
in	150	6,629	0,402	0,209
turn				
out	150	6,629	0,402	0,209
out	165	6,581	0,392	0,199
out	180	6,540	0,383	0,191
turn				
in	180	6,540	0,383	0,191
in	195	6,340	0,341	0,148

turn				
out	195	6,340	0,341	0,148
out	210	6,305	0,333	0,141
out	225	6,273	0,326	0,134
turn				
in	225	6,273	0,326	0,134
in	240	6,134	0,297	0,105
turn				
out	240	6,134	0,297	0,105
out	255	6,111	0,292	0,100
out	270	6,088	0,287	0,095
turn				
in	270	6,088	0,287	0,095
in	285	5,989	0,266	0,074

Tabela A13: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente para $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{\text{in}} = 10\text{ min.}$

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)
in	0	10,401	1,335	1,000
in	2,5	9,832	1,207	0,895
in	5	9,382	1,106	0,811
in	7,5	9,022	1,025	0,745
in	10	8,708	0,955	0,687
turn				
out	10	8,708	0,955	0,687
out	20	8,594	0,929	0,666
out	30	8,561	0,922	0,660
turn				
in	30	8,561	0,922	0,660
in	32,5	8,227	0,847	0,598
in	35	8,036	0,804	0,562
in	37,5	7,849	0,762	0,528
in	40	7,691	0,727	0,499
turn				
out	40	7,691	0,727	0,499
out	50	7,599	0,706	0,481
out	60	7,566	0,699	0,476
turn				
in	60	7,566	0,699	0,476
in	62,5	7,386	0,658	0,442
in	65	7,262	0,630	0,419
in	67,5	7,160	0,607	0,400
in	70	7,059	0,585	0,382
turn				
out	70	7,059	0,585	0,382
out	80	6,998	0,571	0,370
out	90	6,966	0,564	0,364

turn				
in	90	6,966	0,564	0,364
in	95	6,774	0,521	0,329
in	100	6,627	0,488	0,302
turn				
out	100	6,627	0,488	0,302
out	110	6,577	0,476	0,292
out	120	6,552	0,471	0,288
turn				
in	120	6,552	0,471	0,288
in	125	6,418	0,441	0,263
in	130	6,302	0,415	0,242
turn				
out	130	6,302	0,415	0,242
out	140	6,286	0,411	0,239
out	150	6,269	0,407	0,235
turn				
in	150	6,269	0,407	0,235
in	155	6,177	0,387	0,218
in	160	6,088	0,367	0,202
turn				
out	160	6,088	0,367	0,202
out	170	6,082	0,365	0,201
out	180	6,072	0,363	0,199
turn				
in	180	6,072	0,363	0,199
in	185	6,001	0,347	0,186
in	190	5,938	0,333	0,174
turn				
out	190	5,938	0,333	0,174
out	200	5,935	0,332	0,174
out	210	5,930	0,331	0,173
turn				
in	210	5,930	0,331	0,173
in	220	5,825	0,308	0,153
turn				
out	220	5,825	0,308	0,153
out	230	5,829	0,309	0,154
out	240	5,828	0,308	0,154
turn				
in	240	5,828	0,308	0,154
in	250	5,735	0,287	0,137
turn				
out	250	5,735	0,287	0,137
out	260	5,745	0,290	0,138
out	270	5,745	0,290	0,138
turn				
in	270	5,745	0,290	0,138
in	280	5,672	0,273	0,125

Tabela A14: Dados da secagem intermitente de maçãs pré-tratadas osmoticamente para $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $t_{\text{in}} = 15\text{ min.}$

Intermitência	t (min)	m (g)	\bar{X} (b.s.)	\bar{X}^* (b.s.)
in	0	10,262	1,369	1,000
in	5	9,287	1,144	0,819
in	10	8,655	0,998	0,703
in	15	8,030	0,854	0,587
turn				
out	15	8,030	0,854	0,587
out	30	7,929	0,830	0,568
out	45	7,899	0,824	0,563
turn				
in	45	7,899	0,824	0,563
in	50	7,469	0,724	0,483
in	55	7,182	0,658	0,430
in	60	6,936	0,601	0,384
turn				
out	60	6,936	0,601	0,384
out	75	6,879	0,588	0,374
out	90	6,842	0,580	0,367
turn				
in	90	6,842	0,580	0,367
in	95	6,625	0,530	0,327
in	100	6,469	0,493	0,298
in	105	6,328	0,461	0,272
turn				
out	105	6,328	0,461	0,272
out	120	6,297	0,454	0,266
out	135	6,268	0,447	0,261
turn				
in	135	6,268	0,447	0,261
in	150	5,943	0,372	0,201
turn				
out	150	5,943	0,372	0,201
out	165	5,937	0,370	0,199
out	180	5,922	0,367	0,197
turn				
in	180	5,922	0,367	0,197
in	195	5,719	0,320	0,159
turn				
out	195	5,719	0,320	0,159
out	210	5,721	0,321	0,160
out	225	5,717	0,320	0,159
turn				
in	225	5,717	0,320	0,159
in	240	5,571	0,286	0,132
turn				

out	240	5,571	0,286	0,132
out	255	5,582	0,289	0,134
out	270	5,582	0,289	0,134
turn				
in	270	5,582	0,289	0,134
in	285	5,485	0,266	0,116
