



JULIANE VIGANÓ

**PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DE ADSORÇÃO DE ÁGUA E  
CINÉTICA DE SECAGEM DE SUBPRODUTOS DA  
INDUSTRIALIZAÇÃO DE ABACAXI (*Ananás comosus L.*) – CASCA E  
CILINDRO CENTRAL**

São José do Rio Preto - SP  
2012

JULIANE VIGANÓ

**PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DE ADSORÇÃO DE ÁGUA E  
CINÉTICA DE SECAGEM DE SUBPRODUTOS DA  
INDUSTRIALIZAÇÃO DE ABACAXI (*Ananás comosus L.*) – CASCA E  
CILINDRO CENTRAL**

Dissertação apresentada para obtenção do título de mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos, área de Engenharia de Alimentos junto ao Programa de Pós-graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos do Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Campus de São José do Rio Preto.

Orientador: Prof. Dr. Javier Telis Romero  
Co-orientadora: Profa. Dra. Ana Lúcia Gabas

São José do Rio Preto - SP  
2012

JULIANE VIGANÓ

**PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DE ADSORÇÃO DE ÁGUA E  
CINÉTICA DE SECAGEM DE SUBPRODUTOS DA  
INDUSTRIALIZAÇÃO DE ABACAXI (*Ananás comosus L.*) – CASCA E  
CILINDRO CENTRAL**

Dissertação apresentada para obtenção do título de mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos, área de Engenharia de Alimentos junto ao Programa de Pós-graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos do Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” Campus de São José do Rio Preto.

BANCA EXAMINADORA

---

Prof. Dr. Javier Telis Romero  
(Presidente/Orientador – DETA/IBILCE)

---

Prof. Dr. José Francisco Lopes Filho  
(2º Examinador - DETA/ IBILCE)

---

Prof. Dr. Wanderley Pereira Oliveira  
(3º Examinador - FCFRP/USP)

São José do Rio Preto, 31 de Janeiro de 2012

Dedico este trabalho

Às pessoas que mais amo e admiro, meus pais Altair e Marilene, pelo incentivo, amor e carinho, sempre concedidos sem medida.

## AGRADECIMENTOS

Em especial, ao Prof. Dr. Javier Telis-Romero, pela orientação deste trabalho, por todo o aprendizado e por todas as oportunidades de trabalho fornecidas.

Ao Prof. Dr. José Francisco Lopes Filho, pelas sugestões durante o exame de qualificação e pela disponibilidade em participar como membro titular da banca examinadora.

Ao Prof. Dr. Renato Alexandre Ferreira Cabral, pelas sugestões durante o exame de qualificação.

À Profa. Dra. Maria Aparecida Mauro, pelo uso de seu laboratório e equipamentos.

À Profa. Dra. Ana Lúcia Gabas, pela co-orientação deste trabalho.

À Universidade Estadual Paulista (UNESP/IBILCE) por ter proporcionado a realização de um sonho.

À FAPESP pela bolsa de estudos (Processo nº 2009/11675-3)

Aos professores de graduação e pós-graduação, por todos os ensinamentos e por contribuírem com a minha formação e crescimento profissional.

Às minhas grandes amigas Jaqueline e Poliana pela amizade fiel, apoio e pelos felizes momentos vividos.

As amigas de graduação Aline, Cristiane, Fabiane e Dayane, pois mesmo distantes, mantemos vivo nosso contato, nossa amizade e carinho.

Aos amigos de pós-graduação, em especial Larissa, Flaviana, Fábria, Kívia, Cássia, Natália, Paulo, Camila e Harvey, pelo apoio e amizade.

Às pessoas que mais amo e admiro, meus pais Altair e Marilene, que sempre me incentivaram nos estudos e nunca mediram esforços para me proporcionar o melhor.

Ao meu irmão, pelos momentos felizes, pelas brincadeiras e pelo companheirismo.

Aos meus *nonnos* por todo o carinho, em especial a Carolina (*in memoriam*) pelas orações.

A todos aqueles que contribuíram, direta ou indiretamente, para a realização deste trabalho.

E, finalmente a Deus, pelo dom da vida e pelas oportunidades oferecidas.

*“Nada estará perdido enquanto  
estivermos em busca.”*

*Santo Agostinho*

## RESUMO

O Brasil tem se mantido nos últimos anos entre os países de maior produção de abacaxi. Em 2009 o país foi o sexto maior produtor deste fruto. Entretanto, devido à alta perecibilidade e às condições de manuseio, altos índices de perdas são verificados durante toda a cadeia de produção, transporte, comercialização e industrialização. Por estas razões, este trabalho teve como objetivo obter as propriedades termodinâmicas de adsorção e a cinética de secagem da casca e cilindro central de abacaxi, fornecendo informações úteis para o aproveitamento desses resíduos. Isotermas de adsorção da casca e do cilindro central de abacaxi foram determinadas pelo método estático gravimétrico nas temperaturas de 40, 50, 60 e 70 °C. Os dados experimentais das isotermas foram ajustados com os modelos de GAB, Henderson, Ferro-Fontan, Peleg, Oswin e Halsey. O modelo de GAB foi o modelo que melhor representou as isotermas de adsorção da casca e cilindro central de abacaxi. Propriedades termodinâmicas de adsorção foram determinadas pela aplicação da equação de Clausius-Clapeyron. Os valores da entalpia de adsorção decresceram com a elevação do teor de umidade. O processo de adsorção da casca de abacaxi apresentou duas zonas de compensação entalpia-entropia, uma entrópica e outra entálpica e o processo de adsorção do cilindro central apenas uma zona entálpica. Os experimentos de secagem da casca e do cilindro foram realizados em um secador convectivo de circulação de ar. Três velocidades de ar (1, 2 e 3 m/s) e quatro temperaturas (40, 50, 60 e 70 °C) foram utilizadas. Aos dados experimentais de secagem foram ajustados o modelo de Fick e os modelos empíricos de Lewis, Page e Henderson-Pabis. O modelo de Fick ajustou-se com qualidade aos dados experimentais, apresentando coeficientes de determinação superiores a 0,981. Os valores de difusividade efetiva variaram de  $1,150 \times 10^{-10}$  a  $3,944 \times 10^{-10}$  m<sup>2</sup>/s para as cascas e de  $2,105 \times 10^{-10}$  a  $7,583 \times 10^{-10}$  m<sup>2</sup>/s para o cilindro central. Uma relação do tipo Arrhenius foi ajustada aos dados de difusividade efetiva. Os valores de energia de ativação da casca e cilindro central variaram de 22,857 a 33,403 e de 24,942 a 35,485 kJ/mol, respectivamente. O modelo de Henderson-Pabis foi o modelo empírico que melhor se ajustou aos dados de ambos os produtos e os valores de taxa constante de secagem aumentaram com o aumento da temperatura.

**Palavras-chave:** abacaxi, entalpia, entropia, isotermas de adsorção, resíduos, secagem.

## ABSTRACT

Brazil has maintained in recent years among the countries with the largest pineapple production. In 2009, the country was the sixth largest producer of this fruit. However, due to the high perishability and handling conditions, high percentages of losses are observed throughout the whole production chain. For these reasons the aims of this work were to obtain the adsorption thermodynamic properties and the drying kinetics of the pineapple shell and central cylinder as these information that are useful for the utilization of this waste. The pineapple shell and central cylinder adsorption isotherms were determined by the static gravimetric method under 40, 50, 60 and 70 °C. Six sorption isotherm equations – GAB, Henderson, Ferro-Fontan, Peleg, Oswin and Halsey – were tested to fit adsorption isotherm data. The model that best represented the adsorption isotherms of the pineapple shell and central cylinder was the GAB model. Adsorption thermodynamic properties were determined by applying the Clausius-Clapeyron equation. The adsorption enthalpy values decreased as the moisture content increases. The pineapple shell adsorption process presented two compensation enthalpy-entropy zones, one driven by entropy and other controlled by enthalpy while the adsorption process of pineapple central cylinder presented only one zone driven by the enthalpy. The drying experiments pineapple shell and central cylinder were carried out in a convective dryer of air circulation. Three air velocities (1, 2 and 3 m/s) and four temperatures (40, 50, 60 and 70 °C) were used. Experimental data of drying kinetics were fitted with the Fick model and three empirical models such as Lewis, Page and Henderson-Pabis. The Fick model suited with quality to the experimental data with determination coefficients higher than 0.981. The effective diffusivity values ranged from  $1.150 \times 10^{-10}$  to  $3.944 \times 10^{-10}$  m<sup>2</sup>/s for pineapple shell and from  $2.105 \times 10^{-10}$  to  $7.583 \times 10^{-10}$  m<sup>2</sup>/s for central cylinder. Arrhenius type relationship was fitted to the effective diffusivity data. The activation energy values of the pineapple shell and central cylinder ranged from 22.857 to 33.403 kJ/mol and from 24.942 to 35.485 kJ/mol, respectively. The Henderson-Pabis model presented the best adjustment to the experimental drying kinetics data and constant drying rate values increased with temperature increasing.

**Keywords:** pineapple, enthalpy, entropy, adsorption isotherms, drying, waste.



## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Variação da umidade relativa de equilíbrio com a temperatura para diferentes soluções salinas. ....	37
Tabela 3.2 – Equações para determinar umidade relativa de equilíbrio em função da temperatura. ....	38
Tabela 4.1 – Caracterização química da casca e cilindro central de abacaxi (g em 100 g de amostra). ....	42
Tabela 4.2 – Conteúdo de umidade de equilíbrio da casca e cilindro central de abacaxi. ....	43
Tabela 4.3 – Parâmetros dos modelos de isothermas de sorção ajustados aos dados de adsorção da casca de abacaxi. ....	45
Tabela 4.4 – Parâmetros dos modelos de isothermas de sorção ajustados aos dados de adsorção do cilindro central de abacaxi. ....	46
Tabela 4.5 – Parâmetros estatísticos da modelagem das isothermas de adsorção da casca e cilindro central de abacaxi. ....	48
Tabela 4.6 – Difusividade efetiva estimada pelo modelo de Fick para casca e cilindro central de abacaxi. ....	57
Tabela 4.7 – Parâmetros estatísticos do ajuste do modelo de Fick aos dados de secagem da casca e cilindro central de abacaxi. ....	59
Tabela 4.8 – Valores de energia de ativação das cascas e cilindro central de abacaxi. ....	59
Tabela 4.9 – Parâmetros do ajuste dos modelos empíricos aos dados de secagem da casca e cilindro central de abacaxi. ....	61
Tabela 4.10 – Parâmetros estatísticos do ajuste dos modelos empíricos aos dados da secagem da casca de abacaxi. ....	62
Tabela 4.11 – Parâmetros estatísticos do ajuste dos modelos empíricos aos dados da secagem do cilindro de abacaxi. ....	63

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Comparativo entre os países de maior produção de abacaxi.....	17
Figura 2.2 – Curvas típicas de isotermas de adsorção e dessorção de alimentos .....	21
Figura 2.3 – Isotermas de adsorção de Van der Waals.....	22
Figura 2.4 – Distribuição da água nos alimentos.....	22
Figura 2.5 – Curva típica de secagem convectiva .....	29
Figura 2.6 – Curva da velocidade de secagem em função do tempo.....	29
Figura 2.7 – Curva da velocidade de secagem em função da umidade .....	30
Figura 3.1 – Esquema das partes do secador. ....	36
Figura 3.2 – Recipiente adotado para a obtenção das isotermas de sorção. ....	39
Figura 3.3 – Bandejas contendo as amostras dos experimentos de secagem. ....	40
Figura 4.1 – Isotermas de adsorção da casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi a diferentes temperaturas .....	44
Figura 4.2 – Distribuição de resíduos dos modelos ajustados aos dados de isotermas da casca de abacaxi.....	49
Figura 4.3 – Distribuição de resíduos dos modelos ajustados aos dados de isotermas do cilindro central de abacaxi.....	50
Figura 4.4 – Entalpia diferencial e entropia diferencial de adsorção da casca de abacaxi. ....	51
Figura 4.5 – Entalpia diferencial e entropia diferencial de adsorção de cilindro central de abacaxi.....	52
Figura 4.6 – Relação entalpia-entropia para adsorção em casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi.....	54
Figura 4.7 - Taxa de secagem da casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi .....	55
Figura 4.8 – Curvas de secagem de casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi, ajustadas com o modelo de Fick .....	58

## LISTA DE SÍMBOLOS

$\lambda$	calor de vaporização da água pura (J/mol)
$\alpha$	constante do modelo de Ferro-Fontan (adimensional)
$a$	constante dos modelos de Page e Henderson-Pabis (adimensional)
$A$	constante dos modelos de Henderson, Oswin, Halsey (adimensional)
$a_w$	atividade de água (adimensional)
$B$	constante dos modelos de Henderson, Oswin, Halsey (adimensional)
$C$	constante relacionada ao calor de sorção (adimensional)
$C_o$	constante do modelo de GAB (adimensional)
$D_0$	fator de Arrhenius (m <sup>2</sup> /s)
$D_{ef}$	difusividade efetiva (m <sup>2</sup> /s)
$E_a$	energia de ativação (J/mol)
$h$	coeficiente de transferência de calor W/(m <sup>2</sup> ·°C)
$H_m$	calor de sorção da monocamada da água (J/mol)
$H_n$	calor de sorção da multicamadas da água (J/mol)
$HR$	umidade relativa de equilíbrio (%)
$K$	constante dos modelos de GAB e Halsey (adimensional)
$k$	taxa de secagem (s <sup>-1</sup> )
$k_1$	constante do modelo de Peleg (adimensional)
$k_2$	constante do modelo de Peleg (adimensional)
$K_o$	constante do modelo de GAB (adimensional)
$L$	meia espessura da amostra (m)
$N$	constante dos modelos de Page e Henderson-Pabis (adimensional)
$n$	número de termos (adimensional)
$n_1$	constante do modelo de Peleg (adimensional)
$n_2$	constante do modelo de Peleg (adimensional)
$Na$	fluxo mássico (kg/s·m <sup>2</sup> )
$p_w$	pressão de vapor do alimento (Pa)
$p_w^*$	pressão de saturação da água pura (Pa)
$Q_{st}$	calor total de sorção (J/mol)
$r$	constante do modelo de Ferro-Fontan

$R$	constante universal dos gases (8,314 J/mol K)
$r$	raio da esfera e do cilindro (m)
$T$	temperatura (°C ou K)
$t$	tempo (s)
$T_B$	temperatura isocinética (K)
$T_{bu}$	temperatura de bulbo úmido do ar (°C)
$T_g$	temperatura do ar (°C)
$T_{hm}$	temperatura média harmônica (K)
$X_0$	umidade inicial da amostra (kg/kg base seca)
$X_{eq}$	umidade de equilíbrio (kg/kg base seca)
$X_m$	teor de umidade da monocamada (kg/kg base seca)
$X_t$	umidade média no tempo (kg/kg base seca)
$Y$	razão de umidade (adimensional)
$\gamma$	constante do modelo de Ferro-Fontan
$\Delta G$	variação da energia de Gibbs (J/mol)
$\Delta H_{dif}$	entalpia diferencial de sorção (J/mol)
$\Delta S_{dif}$	variação de entropia (J/mol K)

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO.....</b>	<b>14</b>
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>16</b>
2.1 O ABACAXI.....	16
2.1.1 Aspectos gerais .....	16
2.1.2 Produção e comercialização .....	16
2.1.3 Perda e aproveitamento de materiais orgânicos.....	17
2.2 ÁGUA E OS MATERIAIS BIOLÓGICOS .....	19
2.2.1 Atividade de água ( $a_w$ ).....	19
2.2.2 Isotermas de sorção.....	20
2.2.2.1 Métodos de medida.....	23
2.2.2.2 Modelos matemáticos .....	24
2.2.3 Propriedade termodinâmicas de sorção .....	26
2.2.3.1 Propriedades termodinâmicas diferenciais .....	26
2.2.3.2 Teoria da compensação entalpia-entropia .....	27
2.3 SECAGEM CONVECTIVA.....	28
2.3.1 Modelagem da cinética de secagem .....	30
2.3.1.1 Período de taxa constante .....	31
2.3.1.2 Período de taxa decrescente.....	31
2.3.1.3 Influência da temperatura na difusividade efetiva.....	34
<b>3 MATERIAL E MÉTODOS .....</b>	<b>36</b>
3.1 MATERIAL .....	36
3.1.1 Matéria-prima .....	36
3.1.2 Secador .....	36
3.2 MÉTODOS .....	37
3.2.1 Isotermas de adsorção.....	37
3.2.2 Secagem.....	39
3.3 MÉTODOS ANALÍTICOS .....	40
3.4 MODELAGEM MATEMÁTICA.....	41
3.5 ANÁLISE ESTATÍSTICA .....	41

<b>4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>42</b>
4.1 CARACTERIZAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA.....	42
4.2 ISOTERMAS DE ADSORÇÃO .....	42
4.2.1 Modelagem das isotermas de adsorção.....	45
4.3 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS .....	51
4.3.1 Teoria da compensação entalpia-entropia .....	53
4.4 SECAGEM DA CASCA E CILINDRO CENTRAL DE ABACAXI .....	54
4.4.1 Taxa de secagem.....	54
4.4.2 Modelagem matemática.....	56
4.4.2.1 Modelo de Fick .....	56
4.4.2.2 Energia de ativação .....	59
4.4.2.3 Modelos empíricos.....	60
<b>5 CONCLUSÕES.....</b>	<b>64</b>
<b>6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....</b>	<b>66</b>
<b>7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>67</b>
<b>APÊNDICE I.....</b>	<b>75</b>
<b>APÊNDICE II.....</b>	<b>82</b>

## 1 INTRODUÇÃO

O Brasil tem se mantido nos últimos anos entre os países de maior produção de abacaxi. Em 2009 o país foi o sexto maior produtor em volume da fruta, produzindo aproximadamente 1,5 milhão de toneladas (FAO, 2011). Entretanto, devido à alta perecibilidade e às condições de manuseio, altos índices de perdas são verificados durante toda a cadeia de produção, transporte, comercialização e industrialização. Em processos de industrialização, como de doce em calda, geléias, sucos frescos ou concentrados, produtos desidratados e minimamente processados, são separadas a casca, a coroa e a haste central, gerando alto percentual de matéria orgânica desperdiçada, ou utilizada para processos que agregam baixo ou nenhum valor econômico.

O aproveitamento do material biológico desperdiçado durante a cadeia de produção do abacaxi, além de reduzir as agressões ambientais provocadas pela gestão inadequada dos resíduos, pode agregar valor ao material e dar origem a novos produtos com características que os enobreçam. Consultas bibliográficas mostraram que resíduos da industrialização de frutas foram utilizados para diferentes fins. A presença de considerável percentual de açúcares e fibras (celulose e hemicelulose) beneficia a produção de energia – obtenção de bioetanol e metanol, e a produção de alimentos – obtenção de fibras alimentares.

No entanto, o elevado teor de água torna os resíduos orgânicos altamente susceptíveis ao desenvolvimento de microrganismos e reações químicas e ao favorecimento da atividade enzimática. Em virtude disso, a utilização dos resíduos requer tratamentos que reduzam o teor de umidade para prolongar o período de armazenamento e facilitar as operações de embalagem e transporte.

A secagem constitui-se de uma ferramenta eficaz e de baixo custo para essa problemática, quando comparada com outras operações de conservação, como por exemplo, irradiação, congelamento, esterilização, entre outras. Conhecer o comportamento do material diante das variáveis do processo de secagem, assim como, estabelecer a relação entre o material e as condições do ambiente no qual ele está inserido é de fundamental importância para projetar os equipamentos de secagem e os sistemas de armazenamento.

Com base nas considerações anteriores, este trabalho teve por objetivo principal obter as propriedades termodinâmicas de adsorção e a cinéticas de secagem convectiva da casca e

do cilindro central de abacaxi para facilitar o aproveitamento industrial. Os objetivos específicos foram:

- Determinar as isotermas de adsorção da casca e do cilindro central de abacaxi (*Ananás comosus* L.), da variedade Pérola, nas temperaturas de 40, 50, 60 e 70 °C;
- Propor o melhor modelo matemático para descrever as isotermas de adsorção da casca e do cilindro central de abacaxi;
- Obter as propriedades termodinâmicas diferenciais: entalpia e entropia de adsorção;
- Determinar a cinética de secagem da casca e do cilindro central de abacaxi em um secador de convecção de ar forçado, nas temperaturas de 40, 50, 60 e 70 °C e velocidade de ar de 1, 2 e 3 m/s;
- Ajustar o modelo de difusão de Fick e os modelos empíricos de Lewis, Page e Henderson-Pabis aos dados da cinética de secagem da casca e do cilindro central de abacaxi;
- Obter a difusividade efetiva através do modelo de difusão de Fick para a casca e do cilindro central de abacaxi nas temperaturas de 40, 50, 60 e 70 °C e velocidade de ar de 1, 2 e 3 m/s.



## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 O ABACAXI

#### 2.1.1 Aspectos gerais

O abacaxizeiro (*Ananás comosus* L.) é uma planta originária da América tropical e subtropical. O abacaxi foi levado pelos espanhóis para a Europa com o nome de *pinã*, como prova da exuberância exótica das terras descobertas a oeste do Atlântico (MEDINA, 1987). A palavra abacaxi em português é oriunda do tupi-guarani *ibacaxi*, composta de *ibá* (fruta) e *caxicati* (cheirosa), já a palavra ananás, outra designação para abacaxi, é oriunda também do tupi-guarani *nanã* (fruta saborosa).

O ananás ou abacaxi, nomes pelos quais se conhecem tanto a planta como o fruto, é uma planta perene, pertencente à família *Bromeliaceae*, cujos frutos são classificados como não climatéricos. O fruto é constituído de 100 a 200 frutos simples (frutinhos), inseridos sobre uma haste central em disposição espiralada e intimamente unidos entre si. No ápice do fruto há um tufo de folhas, também conhecido como coroa (MEDINA, 1987). A forma do fruto é cilíndrica ou cônica, e sua massa varia de 1 a 3 kg.

#### 2.1.2 Produção e comercialização

O Brasil tem se mantido nos últimos anos entre os países de maior produção de abacaxi. Em 2009 o país foi o sexto maior produtor da fruta em volume e em valor. Como se pode observar na Figura 2.1, o país produziu em volume aproximadamente 1,5 milhão de toneladas, que em moeda equivaleram a aproximadamente 400 milhões de dólares (FAO, 2011).

A produção brasileira de abacaxi está distribuída principalmente nas regiões Nordeste (40,2 %), Sudeste (28,92 %) e Norte (26,14 %). O Estado de São Paulo aparece como o sexto maior produtor nacional, representando 5,9 % da produção nacional. O Estado do Pará, com participação de 21,4 % da produção nacional, destacou-se como o maior produtor brasileiro em 2004, seguido pelos estados da Paraíba (18 %), Minas Gerais (15 %), Bahia (8 %) e Rio Grande do Norte (7 %) (BENGOZI *et al.*, 2007).

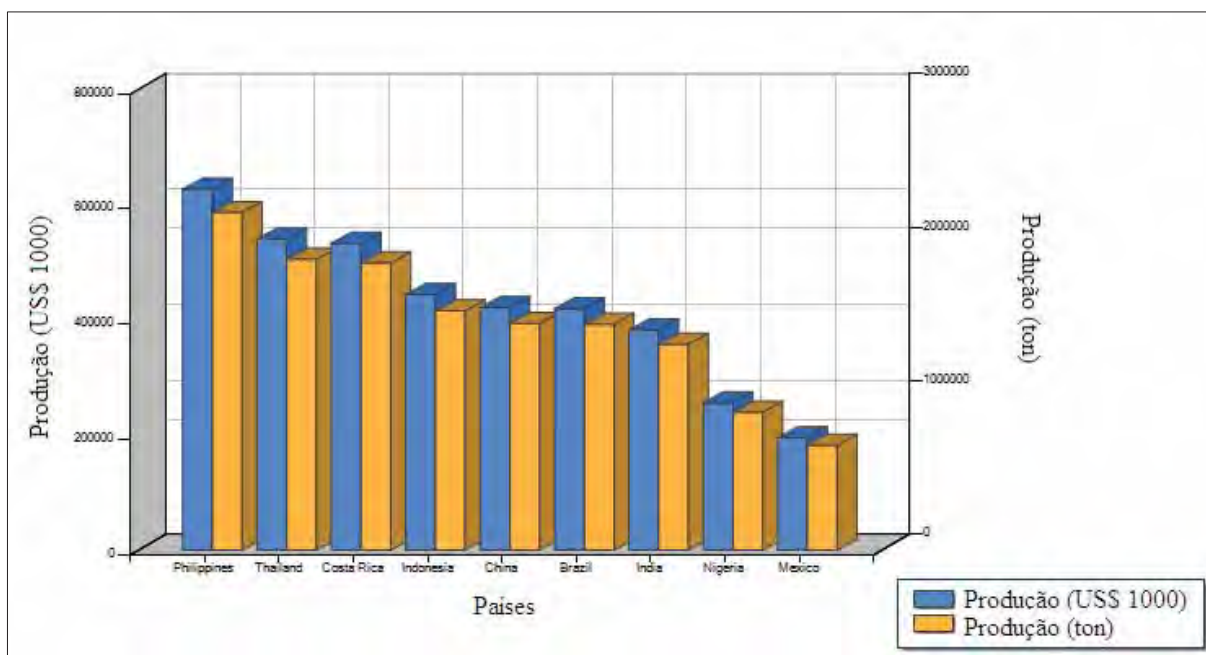


Figura 2.1 – Comparativo entre os países de maior produção de abacaxi (FAO, 2011).

As duas principais variedades de abacaxi produzidas no país são Smooth Cayenne e Pérola, sendo a primeira variedade encontrada apenas nos estados de São Paulo e Minas Gerais, enquanto o abacaxi Pérola é cultivado em todo o país e responsável por 74 % da produção nacional (ALMEIDA *et al.*, 2004).

### 2.1.3 Perda e aproveitamento de materiais orgânicos

O Brasil é um dos grandes produtores mundiais de frutas tropicais. Entretanto, devido à alta perecibilidade das frutas e às condições de manuseio, altos índices de perdas são verificados durante toda a cadeia de produção, transporte, comercialização e industrialização ou consumo. Estima-se que a perda pós-colheita de frutas e hortaliças no Brasil esteja entre 30 e 40 % da produção total (LOMBADI, 2003), onerando assim o preço dos produtos agrícolas e diminuindo a quantidade de exportação e industrialização destes alimentos.

Durante a produção do abacaxi defeitos graves e leves são verificados fazendo com que as frutas defeituosas sejam separadas. Entre os defeitos graves estão (HORTIBRASIL, 2010):

- Lesões de origem mecânica, patológica ou entomológica;

- Podridão microbiológica que cause qualquer grau de decomposição, desintegração ou fermentação dos tecidos;
- Frutos que se apresentam sem a coroa;
- Alterações da cor normal da epiderme por excesso de radiação solar;
- Frutos que não atingiram o Brix mínimo de 12°;
- Frutos que entraram no estado de senescência, com coloração amarela completa, polpa translúcida, odor intenso, sem firmeza e exsudando líquido;
- Escurecimento da polpa, que passa a cor marrom, cuja origem é fisiológica;
- Polpa escurecida por efeito de geada;
- Fasciação quando a coroa e o topo do fruto apresentam-se achatadas.

Quanto aos defeitos leves está a presença de coroa múltipla, ramificada, torta e/ou qualquer desvio da forma típica da cultivar (HORTIBRASIL, 2010).

O transporte do abacaxi no país é realizado, nas principais regiões produtoras, a granel com camadas de frutos intercalados de palha em caminhões abertos e cobertos com lona. Tal procedimento provoca perdas de 5 % a 10 % dos frutos até a chegada aos distribuidores (atacadistas e varejistas), seja pelo amassamento ou amolecimento dos frutos, pela exsudação de líquido ou pela fermentação, ocorrida pela falta de circulação de ar nos frutos dispostos mais internamente na carga (HORTIBRASIL, 2010). Durante o armazenamento também podem ocorrer perdas devido às condições do local ou por excesso de temperatura, causando escurecimento da polpa.

Por outro lado, em processos de industrialização como de doce em calda, geléias, sucos frescos ou concentrados, produtos desidratados e minimamente processados, são separadas a casca, a coroa e a haste central. Segundo Crus e Garcia (2010), o abacaxi é constituído de aproximadamente 33 % de polpa, 6 % de cilindro central, 41 % de casca e 20 % de coroa. Nos processos que visam obter apenas a polpa, ou o suco dela, grande quantidade de resíduos são gerados. Esses, comumente são decompostos e utilizados como fertilizantes ou utilizados como alimento para bovinos.

O aproveitamento do material biológico desperdiçado durante a cadeia de produção do abacaxi, além de reduzir as agressões ambientais provocadas pela gestão inadequada dos resíduos, pode agregar valor ao material que até então tinha pouco ou nenhum valor e dar origem a novos produtos com características que os enobreçam.

Em virtude disso pesquisadores têm voltado suas pesquisas ao aproveitamento de materiais orgânicos. Tanaka, Hilary e Ishizaki (1999) investigaram a produção de etanol

através de suco descartado e resíduos da produção de suco de abacaxi através da fermentação por *Zymomonas mobilis* e seus resultados sugeriram que tais resíduos podem ser utilizados como substratos de baixo custo para produção de etanol. Nigam (2000) realizou a produção contínua de etanol a partir de resíduos de conservas de abacaxi, utilizando células de levedura imobilizadas, e concluíram que o processo foi promissor tendo em vista a produtividade do etanol e excelente estabilidade do reator. Larrauri, Rupérez e Calixto (1997) avaliaram algumas propriedades de pós de fibra alimentar preparado a partir de cascas de abacaxi e compararam com fibras comerciais de outras frutas. Os autores verificaram que as propriedades das fibras obtidas foram semelhantes às fibras comerciais e as propriedades sensoriais, neutralidade na cor e sabor, foram melhores.

Contudo, os resíduos do abacaxi são altamente perecíveis devido ao elevado teor de água em sua composição o que favorece a atividade enzimática e o desenvolvimento de microrganismos e de reações químicas. Em virtude disso, a viabilização da utilização dos resíduos requer tratamentos que diminuam a quantidade de água, afim de minizar a deterioração do material orgânico e, conseqüentemente, prolongar o período de armazenamento desses resíduos para posterior utilização.

## 2.2 ÁGUA E OS MATERIAIS BIOLÓGICOS

Em nosso planeta, a água é a única substância existente em abundância nos três estados físicos. Além disso, é o constituinte majoritário dos seres vivos e, portanto, dos alimentos. A sua presença em quantidades adequadas, assim como em localização definida, é imprescindível para que os alimentos tenham a qualidade desejada.

A água é, provavelmente, o fator individual que mais influência na alteração dos alimentos. Por outro lado, está demonstrado que alimentos com o mesmo conteúdo de umidade alteram-se de forma distinta, do que se deduz que a quantidade de água por si só não é um indício fiel da deterioração dos alimentos. Em decorrência disto surgiu o conceito de atividade de água (ORDÓÑEZ, 2005).

### 2.2.1 Atividade de água ( $a_w$ )

A atividade de água é a relação entre a pressão de vapor do alimento ( $p_w$ ) a uma dada temperatura ( $T$ ) e a pressão de saturação da água pura ( $p_w^*$ ), à mesma temperatura, dada pela Equação 2.1. A atividade de água para qualquer material depende de sua composição química,

do estado de agregação de seus constituintes, do seu conteúdo de água e temperatura (REID, 2007).

$$a_w = \left( \frac{P_w}{P_w^*} \right)_T \quad (2.1)$$

O valor máximo da atividade de água é 1, para a água pura. Nos alimentos ricos em água, com valores de atividade de água de 0,9, poderão se formar soluções diluídas com os componentes do alimento, que servirão de substrato para microorganismos crescerem; nesta condição as reações químicas e enzimáticas podem ter sua velocidade diminuída pela redução da concentração dos reagentes. Quando a atividade de água encontra-se na faixa de 0,4-0,8 haverá a possibilidade de ocorrerem reações químicas e enzimáticas rápidas devido ao aumento da concentração dos reagentes. Em valores inferiores de 0,6, tem-se pequeno ou nenhum crescimento de microorganismos. Em regiões com valores de atividade de água abaixo de 0,3 a velocidade das reações tende à zero, com exceção da oxidação de lipídeos que é mais rápida, e abaixo de 0,3 não há desenvolvimento de microorganismos (BOBBIO; BOBBIO, 1992).

Com o conceito de  $a_w$ , é possível descrever a relação entre a  $a_w$  e o teor de umidade dos alimentos, esta relação é conhecida como isoterma de sorção de umidade. É interessante notar que alguns autores fazem referência à "umidade relativa de equilíbrio", ou "pressão de vapor relativa" em vez de "atividade de água". Esses termos são relacionáveis, visto que a atividade de água do alimento e a umidade relativa do ambiente no qual ele se encontra tendem sempre a equilibrar-se, e, por isso é comum usar umidade relativa de equilíbrio (*HR*) expressa em porcentagem:

$$HR = a_w \times 100 \quad (2.2)$$

### 2.2.2 Isotermas de sorção

A relação entre o conteúdo de umidade total e a atividade de água, em um intervalo de valores, à temperatura constante, fornece a isoterma de sorção quando expressada graficamente. Esta curva isotérmica pode ser obtida de duas formas (AL-MUHTASEB, MCMINN, MAGEE, 2002):

- Isoterma de adsorção: é obtida pela inserção de material completamente seco em várias atmosferas de umidade relativa maior e verifica-se, com o tempo, o aumento de peso das amostras, resultado da adsorção de água pelo material.
- Isoterma de dessorção: é encontrada quando o material úmido é colocado em atmosferas de umidade relativa menor. Com o tempo verifica-se a perda de peso de água das amostras.

Os processos de adsorção e dessorção não são totalmente reversíveis, pois uma distinção pode ser feita entre os dois tipos de isotermas. Como se pode observar na Figura 2.2, para um mesmo conteúdo de umidade de equilíbrio, a umidade relativa ( $a_w$ ) é menor na dessorção do que na adsorção. À este comportamento se dá o nome de histerese (DERGAL, 1981).

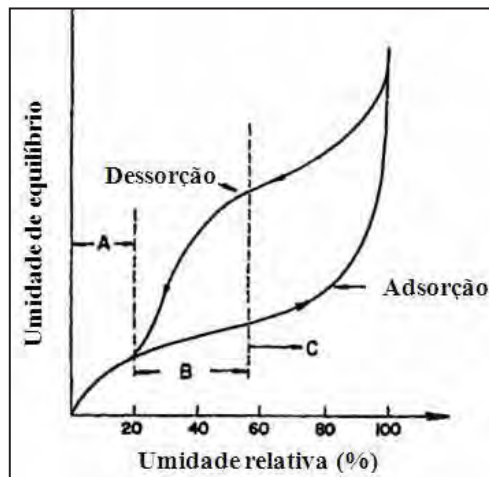


Figura 2.2 – Curvas típicas de isotermas de adsorção e dessorção de alimentos (AL-MUHTASEB, McMINN, MAGEE, 2002).

Baseando-se na teoria de adsorção dos gases de Van der Waals para vários substratos sólidos, BRUNAUER *et al.* (1940) classificaram as isotermas de adsorção em cinco tipos. As isotermas do Tipo I e II são conhecidas como langmuir e sigmoidal, respectivamente, e às demais adsorção não são dados nomes especiais. Os cinco tipos de isotermas são apresentados na Figura 2.3.

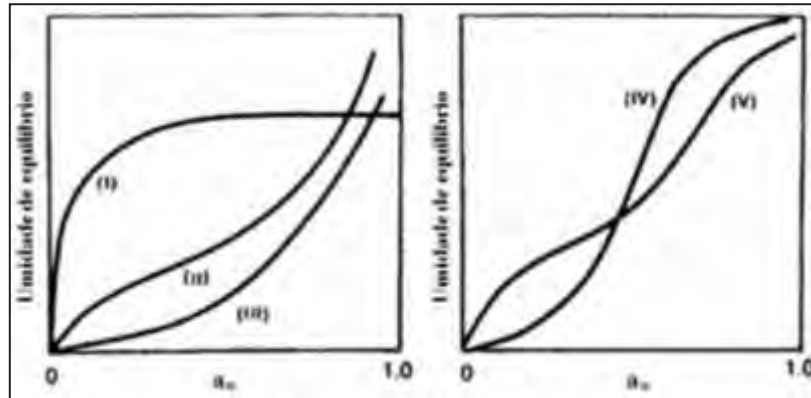


Figura 2.3 – Isotermas de adsorção de Van der Waals (AL-MUHTASEB, McMINN, MAGEE, 2002).

A distribuição da água nos alimentos pode ser dividida em três zonas (Figura 2.4). A zona III corresponde à região onde a água se encontra na forma menos ligada, disposta em macrocapilares (diâmetro superior a 1  $\mu\text{m}$ ) e sua retenção é determinada pelo pH e pelas forças iônicas. Apresenta-se em quantidade mais abundante e fácil de congelar e evaporar, sua eliminação reduz a  $a_w$  para 0,80.

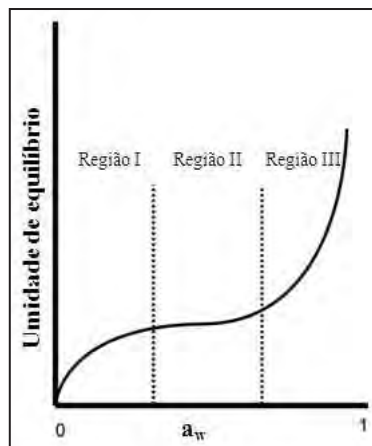


Figura 2.4 – Distribuição da água nos alimentos (REID, 2007).

Na zona II a água se localiza em diferentes camadas mais estruturadas e em microcapilares (diâmetro inferior a 1 $\mu\text{m}$ ), compreende a água de hidratação de constituintes solúveis e está ligada por pontes de hidrogênio e interações dipolo-dipolo. Sua remoção é mais difícil do que a anterior e seu ponto de congelamento e sua capacidade como solvente encontram-se reduzidos, a  $a_w$  apresentam-se entre 0,2-0,3 e 0,80.

A zona I corresponde à água fortemente ligada, também chamada de camada monomolecular de BET, está ligada aos grupos polares de certos compostos, especialmente  $\text{NH}^{3+}$  e  $\text{COO}^-$  das proteínas e  $\text{OH}^-$  dos amidos, assim como água de cristalização de açúcares e sais. É muito difícil de extrair, não é congelável e não se encontra disponível para atuar como solvente ou reativo. Sua presença exerce um efeito protetor, sobre tudo contra as reações de oxidação de lipídeos, pois atua como barreira para o oxigênio. Ela constitui quantidade muito pequena da água total do alimento e corresponde a uma  $a_w$  inferior a 0,2 até 0,3 (DERGAL, 1981; ORDÓÑEZ, 2005).

#### 2.2.2.1 Métodos de medida

Existem vários métodos para a obtenção das isotermas de sorção de água. Estes segundo Al-Muhtaseb, McMinn e Magee (2002) podem ser classificados em três categorias:

- Método gravimétrico – possibilita a obtenção da variação da massa das amostras que pode ser determinada por métodos contínuos e descontínuos em sistemas dinâmicos ou estáticos (o ar pode ser circulante ou estacionário). Os métodos contínuos empregam o uso de eletro-balanças ou balanças de mola de quartzo. Nos métodos descontínuos, soluções de sais ou ácido sulfúrico são utilizadas em atmosferas controladas com o alimento, até atingir a situação de equilíbrio entre a umidade do produto e a umidade relativa do sistema.
- Método manométrico – baseia-se na mensuração da pressão de vapor da água no espaço de vapor circundante ao alimento. Todo o sistema é mantido a uma temperatura constante onde as amostras do alimento perdem água à medida que se equilibra com o vapor do sistema.
- Método higrométrico – utiliza medições do equilíbrio entre a umidade relativa do ar em contato com o alimento, em um conteúdo de umidade. Higrômetros de ponto de orvalho detectam a condensação da água resfriada no vapor. Higrômetros elétricos medem a variação na capacitância e condutância de higrossensores.

A técnica gravimétrica é a mais utilizada e padronizada para análises de sorção de água. Muitos artigos publicados utilizam este método a várias temperaturas e atividades de água. Entre as vantagens está a determinação da variação da massa com o tempo e a massa exata da amostra no estado de equilíbrio (GAL, 1981).



### 2.2.2.2 Modelos matemáticos

Vários modelos, propostos na literatura, têm sido empregados para representar as curvas experimentais de sorção de alimentos. Alguns desses modelos estão baseados na teoria do mecanismo de sorção, outros são empíricos ou semi-empíricos.

Alguns modelos podem ser considerados mais adequados que outros, pois descrevem com maior precisão o fenômeno de sorção numa ampla faixa de atividade de água e fornecem parâmetros que permitem relacionar o efeito da temperatura sobre as isotermas.

Dentre os modelos disponíveis na literatura, os apresentados abaixo (Equações 2.3 a 2.11) podem ser utilizados para descrever o comportamento das isotermas de produtos vegetais:

- Modelo de GAB (Guggenheim – Anderson - De Boer) (RIZVI, 2005):

$$X_{eq} = \frac{(C-1)Ka_w X_m}{1+(C-1)Ka_w} + \frac{Ka_w X_m}{1-Ka_w} \quad (2.3)$$

$$C = C_0 \exp\left(\frac{H_m - H_n}{RT}\right) \quad (2.4)$$

$$K = K_0 \exp\left(\frac{\lambda - H_n}{RT}\right) \quad (2.5)$$

onde,  $C$  e  $K$  são constantes que consideram o efeito da temperatura,  $R$  é a constante universal dos gases,  $T$  é a temperatura absoluta,  $H_m$  e  $H_n$  os calores de sorção da monocamada e multicamadas da água, respectivamente,  $\lambda$  é o calor de vaporização da água pura e  $C_0$  e  $K_0$  constantes ajustadas para relacionar o efeito da temperatura.

- Modelo de Henderson (HENDERSON, 1952):

$$X_{eq} = \left[ \frac{\ln(1 - a_w)}{-A} \right]^{1/B} \quad (2.6)$$

onde,  $A$  e  $B$  são constantes.

- Modelo de Peleg (PELEG, 1993):

$$X_{eq} = k_1 a_w^{n_1} + k_2 a_w^{n_2} \quad (2.7)$$

onde,  $k_1$ ,  $k_2$ ,  $n_1$  e  $n_2$  são constantes.

- Modelo de Oswin (CHINNAN, BEAUCHAT, 1985):

$$X_{eq} = A \left[ a_w / (1 - a_w) \right]^B \quad (2.8)$$

onde,  $A$  e  $B$  são constantes.

- Modelo de Halsey (RIZVI, 2005):

$$X_{eq} = \left( \frac{K}{\ln \frac{A}{a_w}} \right)^{\frac{1}{B}} \quad (2.9)$$

onde,  $K$ ,  $A$  e  $B$  são constantes. A forma simplificada da equação é:

$$X_{eq} = \left( \frac{-A}{\ln a_w} \right)^{\frac{1}{B}} \quad (2.10)$$

- Modelo de Ferro-Fontan (FERRO-FONTAN *et al*, 1982):

$$X_{eq} = \left[ \gamma / \ln(\alpha / a_w) \right]^{1/r} \quad (2.11)$$

onde  $\gamma$ ,  $\alpha$  e  $r$  são constantes.

Poucos trabalhos foram encontrados na literatura que tratassem de isotermas de sorção de resíduos de abacaxi. OLIVEIRA *et al.* (2009a) obtiveram as isotermas de dessorção da casca do abacaxi nas temperaturas de 25, 30, 35 e 40 °C. O modelo de GAB foi ajustado aos dados experimentais e mostrou-se eficaz para descrever o comportamento das isotermas, apresentando coeficiente de determinação superior a 0,99 para todas as temperaturas.

OLIVEIRA *et al.* (2009b) estudaram as isotermas de dessorção da coroa do abacaxi Pérola nas temperaturas de 25, 30, 35 e 40 °C e ajustaram os modelos de BET, GAB e Henderson aos dados experimentais. Os três modelos apresentaram bons ajustes com coeficiente de determinação superior a 0,95. O modelo de BET destacou-se entre os outros dois por apresentar valores de coeficientes de determinação superiores a 0,99.

Além desses, outros trabalhos de isotermas de sorção tem sido realizados com produtos do abacaxi como em abacaxi *in natura* (FURMANIAK *et al.*, 2007; SIMAL, 2007; HOSSAIN *et al.*, 2001; TALLA, 2005), em fatias de abacaxi osmo-desidratadas (FALADE, OLUKINI, ADEGOKE, 2004) e para verificar efeito da adição de maltodextrina e goma arábica em polpa de abacaxi desidratada à vácuo (GABAS *et al.*, 2007).

### 2.2.3 Propriedade termodinâmicas de sorção

A termodinâmica clássica de sorção foi estabelecida no final da década de 40 e início da década de 50 quando uma série de publicações foram realizadas por Hill (1949; 1950; 1951) e Everett e Whitton (1952). Embora as relações desenvolvidas por esses autores sirvam para calcular propriedades termodinâmicas de espécies adsorvidas sobre materiais inorgânicos, atualmente é possível calcular as mesmas propriedades para a água em materiais alimentícios a partir de isotermas de adsorção.

Utilizando as teorias existentes é possível calcular algumas propriedades como energia livre necessária para transferir uma molécula de água do estado vapor para o estado adsorvido, podendo também ser definida como uma medida quantitativa da afinidade do alimento seco com as moléculas de água; a variação de entropia que pode ser usada na interpretação de processos de dissolução, cristalização e inchamento, que ocorrem em alimentos secos durante a adsorção de água; e a variação de entalpia que indica até que grau a interação água-alimento é maior que a interação entre as próprias moléculas de água (BERISTAIN, AZUARA, 1990).

As propriedades termodinâmicas podem ser classificadas em integrais ou diferenciais. A diferença entre elas está na interpretação física dos resultados e na forma de cálculo. As diferenciais consideram o efeito que cada molécula de água sorvida causa no sistema, por outro lado, as integrais consideram o efeito de todas as moléculas sorvidas.

#### 2.2.3.1 Propriedades termodinâmicas diferenciais

O cálculo das propriedades diferenciais é efetuado a umidade constante ( $X$ ) e é derivado da equação de Clausius-Clapeyron (RIZVI, 2005), em que o calor isostérico líquido ( $q_{st}$ ) ou entalpia diferencial ( $\Delta H_{dif}$ ) é igual ao calor total de sorção ( $Q_{st}$ ) menos o calor de vaporização da água pura ( $\lambda$ ). A equação é apresentada a seguir:

$$\left. \frac{\partial \ln(a_w)}{\partial (1/T)} \right|_X = -\frac{Q_{st} - \lambda}{R} = -\frac{\Delta H_{dif}}{R} \quad (2.12)$$

onde  $T$  é a temperatura absoluta e  $R$  é a constante universal dos gases. A obtenção dos valores da entalpia diferencial pode ser feita plotando-se  $\ln(a_w)$  por  $1/T$  a umidade constante, o coeficiente angular da reta originada será correspondente a  $\Delta H_{dif}/R$ .

A variação da entropia molar de sorção pode ser calculada pela equação de Gibbs-Helmholtz, como empregada por Rizvi (2005):

$$\Delta S = \frac{\Delta H - \Delta G}{T} \quad (2.13)$$

onde a energia livre é calculada por:

$$\Delta G = RT \ln a_w \quad (2.14)$$

### 2.2.3.2 Teoria da compensação entalpia-entropia

Os valores de  $\Delta H_{dif}$  e  $\Delta S_{dif}$  podem ser correlacionados através da teoria da compensação. O método consiste em plotar  $\Delta H_{dif}$  e  $\Delta S_{dif}$  para obter a temperatura isocinética ( $T_B$ ) e a energia livre ( $\Delta G_B$ ) à  $T_B$  (BERISTAIN, GARCÍA, AZUARA, 1996):

$$\Delta H_{dif} = T_B \Delta S_{dif} + \Delta G_B \quad (2.15)$$

Todos os coeficientes de regressão determinados são aceitáveis. No entanto, para confirmar a existência da compensação o teste de Krung, Hunter e Grieger (1976) pode ser usado. Este teste compara a  $T_B$  e a temperatura media harmônica ( $T_{hm}$ ), que é definida como:

$$T_{hm} = \frac{n}{\sum_{i=1}^n (1/T)} \quad (2.16)$$

onde  $n$  é o número total de isotermas usadas.

Um intervalo de confiança  $(1 - \alpha)$  100 % para  $T_B$  pode ser calculado através da seguinte equação:

$$T_B = \hat{T}_B \pm t_{m-2, \alpha/2} \sqrt{V(T_B)} \quad (2.17)$$

$$T_B = \frac{\sum [(\Delta H_{dif}) - (\overline{\Delta H}_{dif})][(\Delta S_{dif}) - (\overline{\Delta S}_{dif})]}{\sum [(\Delta S_{dif}) - (\overline{\Delta S}_{dif})]^2} \quad (2.18)$$

$$V(T_B) = \frac{\sum \left[ (\Delta H_{dif}) - \Delta G_B - T_B (\Delta S_{dif}) \right]^2}{(m-2) \sum \left[ (\Delta S_{dif}) - (\overline{\Delta S}_{dif}) \right]^2} \quad (2.19)$$

e  $m$  é o número de pares de dados  $[(\Delta H_{dif}), (\Delta S_{dif})]$ ,  $(\overline{\Delta H}_{dif})$  é a entalpia diferencial média, e  $(\overline{\Delta S}_{dif})$  é a entropia integral média.

Para confirmar a existência de uma compensação, Krung, Hunter e Grieger (1976) explicaram que a  $T_B$  deve ser diferente de  $T_{hm}$ . Se a  $T_{hm}$  assume valores dentro do intervalo de  $T_B$ , a distribuição observada dos dados  $(\Delta H_{dif})-(\Delta S_{dif})$  é só uma propagação do erro experimental e não é devido a fatores químicos ou entrópicos.

Para determinar o mecanismo de controle de sorção das moléculas de água sobre a estrutura da matriz sólida, pode se utilizar o critério de Leffler (1955), que estipula que se  $T_B > T_{hm}$ , o processo é controlado pela entalpia, e se o contrário for verificado,  $T_B < T_{hm}$ , o processo é controlado entropicamente.

Azuara e Beristain (2007) propuseram que se o processo de sorção é controlado pela entropia, a sorção da água ocorre nos microporos e estes funcionam como barreiras. Por outro lado, se os mecanismos entálpicos controlam a sorção, as ligações da água e da matriz sólida são devidas às interações hidrofóbicas e hidrofílicas (BERISTAIN, GARCÍA, AZUARA, 1996).

### 2.3 SECAGEM CONVECTIVA

A secagem é uma operação unitária que envolve as transferências simultâneas de calor e massa. A transferência de calor, necessária para evaporação da umidade, é geralmente baseada no mecanismo de convecção. Quanto à transferência de massa, existem dois processos importantes a ser considerados: o transporte da água no interior do sólido a ser seco até a superfície e a remoção do vapor a partir da mesma. A taxa de secagem é governada pela taxa na qual esses dois processos ocorrem. No primeiro, o movimento da água internamente dentro do sólido é uma função da natureza física do sólido, da temperatura e de seu conteúdo de umidade. No segundo, a remoção de água como vapor da superfície do material depende das condições externas de temperatura, umidade do ar, velocidade do ar de secagem, área da superfície exposta e pressão (MUJUMDAR, 1995).

Na Figuras 2.5, 2.6 e 2.7, são apresentadas a curva típica de secagem, que relaciona a umidade com o tempo, a curva da velocidade de secagem em função do tempo, e a curva da velocidade de secagem em função da umidade do material, respectivamente. No estágio inicial da secagem, período A-B, ocorre o aquecimento do material até a temperatura de secagem, acarretando um brusco aumento na taxa de secagem. Em seguida a relação  $X=f(t)$  torna-se linear, neste período (curva B-C), denominado de período de taxa constante, a velocidade de transferência de massa no interior do sólido poroso é igual à velocidade de evaporação da água na superfície do mesmo. A queda linear do conteúdo de umidade com o tempo ocorre até o ponto crítico C, no período C-D a velocidade de transferência de massa no interior do sólido é menor que a taxa de evaporação na superfície e ocorre a elevação da temperatura do produto. A partir desse ponto, a linha reta se torna uma curva que se aproxima assintoticamente do conteúdo de umidade de equilíbrio ( $X_e$ ), sendo esta etapa denominada período de taxa decrescente de secagem (RIZVI, 2005).

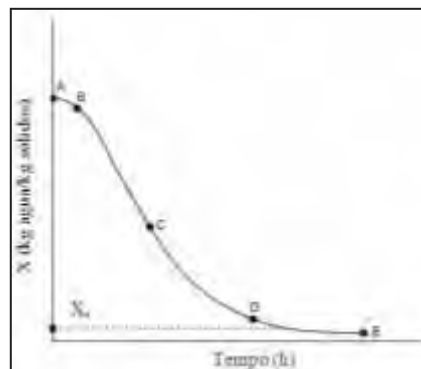


Figura 2.5 – Curva típica de secagem convectiva (RIZVI, 2005).

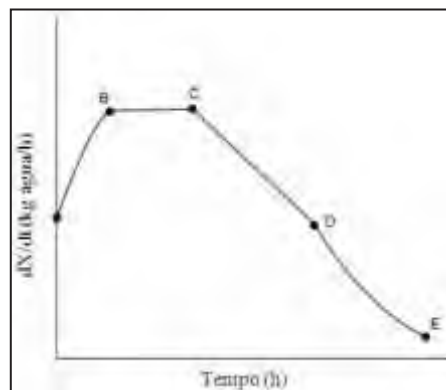


Figura 2.6 – Curva da velocidade de secagem em função do tempo (RIZVI, 2005).

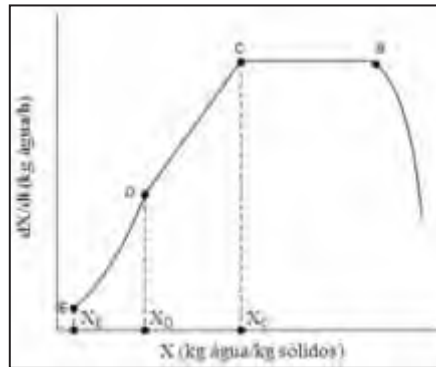


Figura 2.7 – Curva da velocidade de secagem em função da umidade (RIZVI, 2005).

Alguns trabalhos tem sido desenvolvidos utilizando a secagem de resíduos de frutas. Langrish (2008) estudaram a secagem de fibras celulósicas de frutas cítricas em bandejas para comparar o comportamento das curvas com as curvas obtidas na secagem de beterrabas realizadas em estudos anteriores. A secagem foi realizada a ar quente nas temperaturas de 40 a 80 °C com fluxo de ar cruzado na velocidade de 1,3 m/s.

Fiorentin *et al.* (2010) obtiveram as curvas de secagem e de taxa de secagem de bagaço de laranja para usá-lo como adsorvente. O bagaço foi seco em um secador convectivo, cujo ar foi aquecido por resistências elétricas em temperaturas variando de 33 a 92 °C com velocidade de ar contante de 1,3 m/s.

Silva e Vioto (2010) avaliaram o efeito das variáveis do processo de secagem em algumas propriedades tecnológicas de fibras de resíduos de limão siciliano, como capacidade de retenção de água e de óleo e poder de inchamento. A secagem foi realizada em secador de bandejas. O ar de secagem foi aquecido por resistências elétricas nas temperaturas de 60, 75 e 90 °C e em velocidades de ar de 0,5, 0,75 e 1,0 m/s.

Vega-Gálvez *et al.* (2010) realizaram a secagem de torta residual da extração de azeite nas temperaturas de 50, 60, 70 e 80 °C a velocidade constante de 2 m/s. Os experimentos foram realizados em secador convectivo com fluxo perpendicular às amostras, dispostas em bandejas em camada fina.

### 2.3.1 Modelagem da cinética de secagem

O estudo da cinética de secagem permite conhecer o comportamento do material ao longo do processo e a predição do tempo de secagem. A modelagem do processo é de grande

importância para o desenvolvimento e a otimização dos secadores, além de possibilitar padronização do processo.

Segundo Torgrul e Pehlivan (2004), a secagem de materiais biológicos é bastante complexa, em função das interações na matriz sólida que afetam diretamente a transferência de massa e calor no decorrer do processo. A fim de explicar o mecanismo de migração de umidade no interior dos alimentos, vários modelos matemáticos foram propostos para descrever a influência de cada variável no processo e estimar a difusividade da água.

Durante os períodos de taxa constante e decrescente, os métodos de cálculo da secagem diferem. No primeiro caso, as transferências de calor e massa são analisadas na superfície do material em contato com o ar de secagem, já para o segundo caso, as análises são baseadas nas transferências internas que governam a secagem (PARK *et al.*, 2001).

#### 2.3.1.1 Período de taxa constante

Neste período, a água evapora de acordo com o fornecimento de calor para o sólido úmido e, portanto, a transferência de calor gás-sólido controla o processo. Como todo calor transferido é convertido em calor latente, pode-se representar a taxa de secagem através da equação de transferência de massa ou da equação de transferência de calor. A pressão de vapor da água na superfície do material é constante e, conseqüentemente, a temperatura do material é igual à temperatura de bulbo úmido. Desprezando-se a transferência de calor por condução e radiação, a taxa de secagem nesse período é dada por (CRANK, 1975):

$$Na = \frac{h(T_g - T_{bu})}{H_{vap}} \quad (2.20)$$

onde,  $Na$  é o fluxo mássico,  $h$  é o coeficiente de transferência de calor,  $T_g$  é a temperatura do ar,  $T_{bu}$  é a temperatura de bulbo úmido do ar e  $H_{vap}$  é o calor latente de vaporização da água a  $T_{bu}$ .

#### 2.3.1.2 Período de taxa decrescente

Uma das teorias utilizadas para explicar o comportamento da secagem no período de taxa decrescente é a Teoria Difusional. Lewis (1921) e Sherwood (1929) foram os primeiros a analisar a secagem como um fenômeno controlado pelo mecanismo de difusão interna de água líquida, descrito pela Segunda Lei de Fick, segundo a Equação 2.21:



$$\frac{\partial X}{\partial t} = \nabla \cdot (D_{ef} \nabla X) \quad (2.21)$$

Crank (1975) apresentou diversas soluções analíticas para a equação de difusão, considerando diferentes condições iniciais e de contorno. Em sistemas de coordenadas retangulares ( $x$ ,  $y$  e  $z$ ), a equação de difusão é expressa como:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left( D_{ef} \frac{\partial X}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( D_{ef} \frac{\partial X}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( D_{ef} \frac{\partial X}{\partial z} \right) \quad (2.22)$$

Assumindo a forma geométrica de uma placa plana infinita, onde a transferência de umidade durante a secagem em leito fixo é predominantemente unidirecional e considerando a difusividade efetiva constante, a Equação 2.22 se reduz à Equação 2.23:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = D_{ef} \frac{\partial^2 X}{\partial y^2} \quad (2.23)$$

Estabelecendo-se as seguintes condições inicial e de contorno para a umidade ( $X$ ):

- Umidade inicial uniforme:  $X = X_o$  em  $t = 0$   $0 < y < L$
- Umidade constante na superfície:  $X = X_e$  em  $y = L$   $t > 0$
- Umidade máxima no centro:  $\frac{\partial X}{\partial y} = 0$  em  $y = 0$   $t > 0$

Considerando a resistência externa à transferência de massa e o encolhimento do material durante a secagem desprezíveis, tem-se:

$$Y = \frac{X_t - X_{eq}}{X_o - X_{eq}} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \exp \left[ -(2n+1)^2 \frac{\pi^2 D_{ef}}{4L^2} t \right] \quad (2.24)$$

onde,  $X_t$  é a umidade média no tempo;  $X_{eq}$  é a umidade de equilíbrio;  $X_o$  é a umidade inicial da amostra;  $Y$  é a razão de umidade;  $D_{ef}$  é a difusividade efetiva;  $t$  é o tempo;  $L$  é a meia espessura da amostra; e  $n$  é o número de termos da série.

Para outras geometrias a solução analítica da equação da difusão é:

- Para esfera:

$$Y = \frac{X_t - X_{eq}}{X_o - X_{eq}} = 6 \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2 \pi^2} \exp \left( -n^2 \pi^2 \frac{D_{ef}}{r^2} t \right) \quad (2.25)$$

- Para cilindro:

$$Y = \frac{X_t - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = \sum_{i=1}^{\infty} \frac{4}{r^2 \alpha_n^2} \exp(-D_{eff} \alpha_n^2 t), J_0(r \alpha_n) = 0 \quad (2.26)$$

onde  $J_0(x)=0$  é a função de Bessel do primeiro tipo e ordem zero,  $\alpha_n$ 's são as raízes da função, e  $r$  é o raio da esfera e do cilindro.

Segundo Oliveira, Oliveira e Park (2006), a difusividade efetiva contempla o efeito de todos os fenômenos que podem interferir na taxa de transferência de massa, e dificultar a migração de água do interior do sólido para a superfície. A difusividade efetiva não é intrínseca ao material, uma vez que ela varia conforme as condições de secagem.

A utilização da modelagem matemática baseada na teoria da difusão de Fick é amplamente usada para a obtenção da difusividade efetiva. Inúmeros trabalhos foram encontrados na literatura sobre essa abordagem. A modelagem matemática baseada na solução analítica de Crank (1975) para placa plana foi utilizada por Sacilik e Elicin (2006) e Meisami-Asl *et al.* (2010). Em ambos os trabalhos se verificou o aumento da difusividade efetiva em função da temperatura. Vega *et al.* (2007b) e Nicoletti, Telis-Romero e Telis (2001) também usaram a solução analítica para geometria de placa plana na desidratação de *aloe vera* e fatias de abacaxi, respectivamente, em ambos os trabalhos os coeficientes de determinação foram superiores a 0,97.

Pardeshi, Arora, e Borker (2009) estudaram a cinética de secagem de ervilhas e utilizaram a solução analítica para geometria de esferas e obtiveram valores preditos próximos aos valores experimentais e Roberts *et al.* (2008) utilizaram a solução analítica para geometria de cilindros para avaliar a secagem de sementes de diferentes variedades de uva, obtendo valores de coeficiente de determinação maiores que 0,99.

Modelos semi-teóricos e empíricos também têm sido utilizados para descrever a cinética de secagem de vários produtos como resíduo fibroso da industrialização de suco de abacaxi (WAUGHON, 2008), sementes de uva (ROBERTS *et al.*, 2008), fatias de kiwi e damascos (DIAMANTE *et al.*, 2010), fatias de manga (CORZO, BRACHO, ALVAREZ, 2010), bagaço de cana-de-açúcar (VIJAYARAJ, SARAVANAN, RENGANARAYANAN, 2007), e pedaços de maçã (KALETA, GÓRNICKI, 2010).

O principal modelo semi-teórico para descrever a cinética de secagem foi desenvolvido por Lewis (1921). O modelo é análogo a Lei de Resfriamento de Newton e

assume que a taxa de secagem é proporcional ao teor de água livre no material. O modelo em sua forma integrada é apresentado na Equação 2.27:

$$Y = \frac{X_t - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = \exp(-kt) \quad (2.27)$$

Dentre os modelos empíricos se destacam os modelos exponenciais. Todos os modelos da curva de secagem utilizam a razão de umidade ( $Y$ ) como variável dependente, que está em função do tempo de secagem. Segundo Vega *et al.* (2007a), os modelos para o estudo de cinética de alimentos mais utilizados, além do modelo de Lewis (2.27), são:

- Modelo proposto por Henderson e Pabis (1969):

$$Y = \frac{X_t - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = a \exp(-kt) \quad (2.28)$$

- Modelo proposto por Page (1949):

$$Y = \frac{X_t - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = \exp(-kt^N) \quad (2.29)$$

onde,  $k$  é a taxa de secagem e  $a$  e  $N$  são constantes.

### 2.3.1.3 Influência da temperatura na difusividade efetiva

A influência da temperatura na difusividade efetiva ( $D_{ef}$ ) pode ser descrita por uma equação do tipo Arrhenius para diferentes temperaturas de bulbo seco (RIZVI, 2005), Equação 2.30.

$$D_{ef} = D_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (2.30)$$

onde,  $D_0$  é o fator de Arrhenius;  $E_a$  é energia de ativação;  $R$  é a constante universal do gases; e  $T$  é a temperatura em escala absoluta.

Os valores de energia de ativação reportam o quanto a temperatura influencia a difusividade efetiva. Para processos em que a difusividade efetiva possui grande dependência da temperatura maiores valores de energia de ativação são verificados, ou seja, pequena variação na temperatura provoca acentuada alteração na difusividade efetiva.

A influência da temperatura na difusividade efetiva tem sido estimada para diferentes tipos de alimentos, como ervilhas (PARDESHI, ARORA, BORKER, 2009), fatias de abacaxi (NICOLETI, TELIS-ROMERO, TELIS, 2001), fatias de maçã (MEISAMI-ASL *et al.*, 2010), pimenta vermelha (GUPTA, 2002), torta residual da extração de azeite (VEGA-GÁLVEZ *et al.*, 2010), sementes de uva (ROBERTS *et al.*, 2008), sementes de abobora (SACILIK, 2007) e *aloe vera* (VEGA *et al.*, 2007b). Os trabalhos apresentaram valores de energia de ativação na faixa de 20 a 50 kJ/mol.

### 3 MATERIAL E MÉTODOS

O desenvolvimento experimental do projeto foi realizado no laboratório de medidas físicas e na planta de secagem do Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos – DETA, do Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, campus São José do Rio Preto.

#### 3.1 MATERIAL

##### 3.1.1 Matéria-prima

Utilizou-se cascas e cilindros centrais de abacaxi (*Ananás comosus* L.) da variedade Pérola adquiridos na Companhia de Entrepostos e Armazéns Gerais de São Paulo (CEAGESP) da cidade de São José do Rio Preto – SP, oriundos de Frutal – MG. A seleção das frutas foi feita conforme a intensidade da cor (verde, levemente amarelado), teor de Brix (12-16 °Brix). Entre o período da aquisição e utilização, os frutos foram armazenados sob refrigeração em câmara frigorífica a 4 °C.

##### 3.1.2 Secador

O secador utilizado nos ensaios de secagem (Figura 3.1) é do tipo bandejas e contém três seções básicas: entrada de ar, aquecimento e compartimento de secagem.

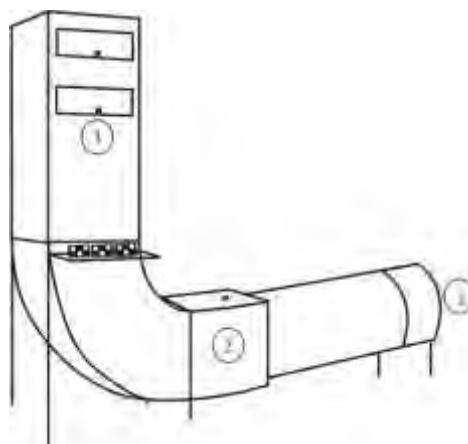


Figura 3.1 – Esquema das partes do secador.

O ar é forçado através do secador por um ventilador e a velocidade do ar é medida com anemômetro posicionado na entrada do secador. Um conjunto de resistências elétricas é utilizado para o aquecimento do ar de secagem e as temperaturas são coletadas por termopares instalados no compartimento de secagem, que é composto por duas câmaras, com espaço para quatro bandejas em cada uma. Antes do compartimento de secagem há uma “colméia” para melhor distribuição do ar através das bandejas.

## 3.2 MÉTODOS

### 3.2.1 Isotermas de adsorção

A obtenção das isotermas de adsorção de umidade da casca e cilindro central de abacaxi foi baseada no método estático gravimétrico (JOWITT *et al.*, 1983). As umidades relativas foram calculadas através de equações de regressão. Os sais escolhidos, suas respectivas umidades relativas, e as equações de regressão encontram-se nas Tabelas 3.1 e 3.2 respectivamente. As temperaturas utilizadas na determinação das isotermas de adsorção de umidade foram 40, 50, 60 e 70 °C.

Tabela 3.1 – Variação da umidade relativa de equilíbrio com a temperatura para diferentes soluções salinas.

Sais	Umidade Relativa (%)			
	40 °C	50 °C	60 °C	70 °C
NaOH	6,6	5,9	4,5	2,0
LiCl	11,1	11,0	11,0	11,0
KC <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub>	20,6	18,9	17,5	16,2
MgCl <sub>2</sub>	31,9	31,4	30,7	29,4
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	43,2	42,6	42,04	41,51
Mg(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	50,6	48,9	47,3	45,8
NaNO <sub>2</sub>	61,5	59,9	59,0	58,7
NaCl	75,3	74,6	74,0	73,9
KCl	82,0	80,9	80,0	79,5
BaCl <sub>2</sub>	89,3	88,4	87,6	87,0

Tabela 3.2 – Equações para determinar umidade relativa de equilíbrio em função da temperatura.

Sais	Equações para determinar UR ou $a_w$ *	R <sup>2</sup>	Referência
NaOH	$UR = 0,081 - 1,128 \times 10^{-3}T + 3,929 \times 10^{-5}T^2 - 5,092 \times 10^{-7}T^3$	0,998	Young (1967)
LiCl	$UR = 0,113 + 3,200 \times 10^{-5}T - 3,570 \times 10^{-6}T^2 + 3,704 \times 10^{-8}T^3$	0,845	Young (1967)
KC <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub>	$UR = \left( 0,013 \exp\left(\frac{861,39}{T+273}\right) \right) \times 100$	1,000	Labuza <i>et al.</i> (1985)
MgCl <sub>2</sub>	$UR = 0,365 - 2,523 \times 10^{-3}T + 5,071 \times 10^{-5}T^2 - 4,166 \times 10^{-7}T^3$	0,963	Young (1967)
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	$UR = \left( 0,272 \exp\left(\frac{145,0}{T+273}\right) \right) \times 100$	1,000	Labuza <i>et al.</i> (1985)
Mg(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	$UR = \left( 0,162 \exp\left(\frac{356,6}{T+273}\right) \right) \times 100$	1,000	Labuza <i>et al.</i> (1985)
NaNO <sub>2</sub>	$UR = 0,687 - 1,028 \times 10^{-3}T - 3,750 \times 10^{-5}T^2 + 4,629 \times 10^{-7}T^3$	0,999	Young (1967)
NaCl	$UR = 0,714 + 3,56 \times 10^{-5}T - 9,107 \times 10^{-5}T^2 + 6,481 \times 10^{-7}T^3$	0,965	Young (1967)
KCl	$UR = 0,900 - 2,781 \times 10^{-3}T + 2,143 \times 10^{-5}T^2 - 4,629 \times 10^{-8}T^3$	0,999	Young (1967)
BaCl <sub>2</sub>	$UR = 0,908 + 4,011 \times 10^{-4}T - 2,786 \times 10^{-5}T^2 + 2,037 \times 10^{-7}T^3$	0,997	Young (1967)

\* Temperatura (T) em °C.

Para a obtenção da condição de equilíbrio foram utilizados potes de plástico herméticos de 200 ml, possuindo internamente um tripé de acrílico, que serviu de suporte para as amostras. Primeiramente, os potes foram limpos com algodão embebido em formol comercial 40 %, para evitar ou retardar o crescimento de microrganismos nas amostras. Cada pote recebeu cerca de 40 ml de solução salina saturada com 3 gotas de formol. Os potes com as soluções saturadas foram colocados em estufa, com circulação de ar forçada e temperatura controlada, por uma semana, com o objetivo de estabilizar a solução.

A casca e o cilindro central do abacaxi foram extraídos e cortados pedaços de aproximadamente 0,5 cm de aresta, congelados a temperatura de  $-45\text{ }^{\circ}\text{C}$  por 24 horas e liofilizados em equipamento marca Liotop, modelo L101, por 48 horas. Após a liofilização, as amostras com teor de umidade aproximado de 0,03 kg/kg (base seca) foram pesadas e colocadas em pequenos copos de plástico em alíquotas de 1 g. Os copos de plástico contendo as amostras foram acondicionados nos potes com as soluções salinas e armazenados em estufa, conforme mostra a Figura 3.2. Realizaram-se pesagens semanais em balança analítica, até que as amostras apresentassem variação de massa igual ou inferior a 0,1 % (0,001 kg/kg, base seca). À medida que as amostras atingiram o peso constante, realizou-se a análise de umidade em estufa a vácuo a  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ , de acordo com metodologia da AOAC (1997).



Figura 3.2 – Recipiente adotado para a obtenção das isotermas de sorção.

### 3.2.2 Secagem

As cascas foram removidas do fruto com faca inoxidável e cortadas em pedaços de três centímetros de largura por três centímetros de comprimento e espessura variável (0,4 a 0,6 cm). Os cilindros foram removidos das frutas com um modelador de 3 cm de diâmetro e fracionados em equipamento elétrico (marca Eco) em rodela de espessura de 0,5 cm. Após



cortados, tanto as cascas quanto os cilindros, foram acondicionados nas bandejas do secador, como mostra a Figura 3.3. Amostrou-se uma alíquota de 10 peças por bandeja para mensurar a espessura das cascas com paquímetro. O diâmetro e a espessura das fatias do cilindro não foram amostrados, pois possuíam dimensões fixas.



Figura 3.3 – Bandejas contendo as amostras dos experimentos de secagem.

Quando atingido o equilíbrio térmico do secador, quatro bandejas em cada experimento foram inseridas no compartimento de secagem. As bandejas de cascas continham aproximadamente 70 g e as bandejas de fatias do cilindro central, aproximadamente 60 g. As bandejas foram pesadas em balança semi-analítica (marca Ohaus, modelo TS2KS) antes e após a inserção das amostras, em intervalos de 5 minutos na primeira meia hora de secagem, em intervalos de 10 minutos no decorrer da próxima uma hora e meia, em intervalos de 30 minutos nas próximas 4 horas e de hora em hora até que a variação de massa de cada bandeja fosse inferior a 0,25 % em relação à massa da última pesagem. O conteúdo de umidade a cada intervalo de tempo foi calculado a partir da perda de peso e dos sólidos secos das amostras.

As temperaturas de secagem utilizadas foram de 40, 50, 60 e 70 °C, com variação de  $\pm 2$  °C, e as velocidades foram de 1, 2 e 3 m/s, com variação de  $\pm 0,2$  m/s.

### 3.3 MÉTODOS ANALÍTICOS

As análises foram realizadas em triplicata e os resultados foram expressos pela média da triplicata. O conteúdo de umidade, sólidos totais, proteínas, lipídeos e cinzas foram determinados segundo AOAC (1997) e o conteúdo de carboidratos obtido por diferença. A atividade de água das amostras desidratadas foi obtida no equipamento Novasina, modelo TH-500, à temperatura de 25 °C.

### 3.4 MODELAGEM MATEMÁTICA

Os modelos de GAB, Ferro-Fontan, Henderson, Halsey, Peleg e Oswin foram ajustados aos dados experimentais de umidade de equilíbrio e atividade de água. A análise do processo de secagem da casca e cilindro central de abacaxi, bem como o cálculo da difusividade efetiva foi realizada através da Lei de Fick para geometria de placa plana infinita desconsiderando o encolhimento e resistência externa (Equação 2.24). Os modelos empíricos de Lewis, Henderson e Pabis e Page (Equações 2.27, 2.28 e 2.29) também foram utilizados para o ajuste das curvas experimentais de secagem. As análises de regressão foram realizadas pelo método *Quasi-Newton*, usando o programa Origin 7.5.

### 3.5 ANÁLISE ESTATÍSTICA

Os modelos matemáticos ajustados aos dados das isotermas de sorção e curvas de secagem foram analisados quanto à qualidade do ajuste pela utilização de alguns parâmetros estatísticos, como a erro quadrático médio (RMSE), variância explicada (VAR), o coeficiente de determinação ( $R^2$ ). O modelo ideal deve fornecer baixos valores de RMSE, altos percentuais de VAR, altos valores de  $R^2$ .

$$\text{RMSE} = \sqrt{\frac{1}{n_d} \sum_{i=1}^{n_d} (X_{exp,i} - X_{pred,i})^2} \quad (3.1)$$

$$\text{VAR} = 100 \left( 1 - \frac{\sigma_{yx}^2}{\sigma_y^2} \right) \quad (3.2)$$

onde, o desvio padrão total ( $\sigma_y$ ) e o desvio padrão da estimativa ( $\sigma_{yx}$ ) são definidos pelas Equações 3.3 e 3.4, respectivamente.

$$\sigma_y = \frac{\sqrt{\sum_{i=1}^{n_d} (X_{exp,i} - \bar{X}_{exp})^2}}{n_d - 1} \quad (3.3)$$

$$\sigma_{yx} = \frac{\sqrt{\sum_{i=1}^{n_d} (X_{exp,i} - X_{pred,i})^2}}{n_d - n_p} \quad (3.4)$$

onde,  $X$  representa a variável de interesse, os subscritos  $exp,i$  e  $pred,i$  os dados experimentais e preditos, respectivamente,  $\bar{X}_{exp}$  a média dos dados experimentais,  $n_d$  o número de dados experimentais e  $n_p$  o número de parâmetros do modelo.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 CARACTERIZAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA

A composição química da casca e do cilindro central do abacaxi (*Ananás comosus* L.) variedade pérola é apresentada na Tabela 4.1. Os resultados são similares aos registrados na literatura. Gondim *et al.* (2005) determinaram a composição química de casca de abacaxi e encontraram o conteúdo de umidade, carboidratos, proteínas, lipídeos e cinzas igual a 78,13, 18,84, 1,45, 0,55 e 1,03 g em 100 g de amostra, respectivamente.

Tabela 4.1 – Caracterização química da casca e cilindro central de abacaxi (g em 100 g de amostra).

Parâmetro	Casca <sup>a</sup>	Cilindro central <sup>a</sup>
Umidade	80,91 (0,38)	86,16 (0,57)
Carboidratos totais <sup>b</sup>	17,05	12,71
Proteínas	1,05 (0,05)	0,75 (0,08)
Lipídeos	0,13 (0,01)	0,09 (0,02)
Cinzas	0,86 (0,07)	0,29 (0,04)

<sup>a</sup> média de três determinações, com respectivo desvio-padrão entre parênteses;

<sup>b</sup> determinado por diferença.

### 4.2 ISOTERMAS DE ADSORÇÃO

Os dados experimentais da umidade de equilíbrio ( $X_{eq}$ ), em base seca, da casca e cilindro central de abacaxi a diferentes atividades de água ( $a_w$ ) e temperaturas (40, 50, 60 e 70 °C) são apresentados na Tabela 4.2. O conteúdo de umidade de equilíbrio foi obtido pela média de três repetições. O coeficiente de variação (cv) entre as repetições foi inferior a 5 %, com exceção de alguns experimentos, onde o valor máximo não ultrapassou 10 %. Os valores do conteúdo de umidade de equilíbrio da casca variaram de 0,001 a 0,616 kg/kg (base seca) para o intervalo de  $a_w$  de 0,020 a 0,893. Neste mesmo intervalo, os valores do conteúdo de umidade de equilíbrio do cilindro central variaram de 0,001 a 0,448 kg/kg (base seca). Valores similares a estes foram obtidos por Ansari *et al.* (2011) em isotermas de figo, García-Pérez *et al.* (2008) em isotermas de casca de limão e Nicoletti, Telis-Romero e Telis (2001) em isotermas de fatias de abacaxi.

Em geral, independente da  $a_w$ , o conteúdo de umidade de equilíbrio de ambos os produtos decresceu com o aumento da temperatura, exceto para o cilindro central de abacaxi a  $a_w$  maiores que 0,75, onde comportamento inverso foi verificado. O decréscimo da umidade de equilíbrio com a elevação da  $a_w$  é comum em produtos com composição similar aos produtos deste trabalho, como por exemplo, casca de tomate (KAUR *et al.*, 2006) e polpa de abacaxi (TALLA *et al.*, 2005; HOSSAIN *et al.*, 2001). De acordo com Rizvi (2005), este comportamento é geralmente atribuído a redução do número de sítios ativos, devido a mudanças químicas e físicas induzidas pela temperatura. A extensão da redução, no entanto, depende da natureza do alimento.

Tabela 4.2 – Conteúdo de umidade de equilíbrio da casca e cilindro central de abacaxi.

T (°C)	$a_w$	$X_{eq}$ (kg/kg b.s.)				T (°C)	$a_w$	$X_{eq}$ (kg/kg b.s.)			
		Casca	cv (%)	Cilindro central	cv (%)			Casca	cv (%)	Cilindro central	cv (%)
40	0,066	0,007	0,00	0,005	0,00	60	0,045	0,004	0,00	0,003	0,00
	0,111	0,012	0,00	0,009	0,00		0,110	0,010	8,54	0,009	0,00
	0,206	0,025	6,03	0,023	2,47		0,175	0,017	8,17	0,015	0,00
	0,319	0,042	1,39	0,038	1,53		0,307	0,032	5,41	0,030	5,77
	0,432	0,065	0,89	0,062	0,00		0,420	0,051	5,19	0,051	1,14
	0,506	0,081	1,23	0,080	1,45		0,473	0,059	8,97	0,060	3,49
	0,615	0,127	0,91	0,149	1,03		0,590	0,088	1,14	0,094	3,75
	0,753	0,229	1,16	0,222	0,52		0,740	0,167	4,75	0,189	1,91
	0,820	0,328	0,98	0,281	1,03		0,800	0,230	8,05	0,270	3,36
	0,893	0,616	7,78	0,445	3,83	0,876	0,336	4,72	0,427	1,56	
50	0,059	0,006	0,00	0,004	0,00	70	0,020	0,001	0,00	0,001	0,00
	0,110	0,012	6,67	0,008	0,00		0,110	0,008	0,00	0,007	0,00
	0,189	0,019	4,00	0,016	0,00		0,162	0,015	3,77	0,011	5,09
	0,314	0,039	2,38	0,032	1,82		0,294	0,025	0,00	0,024	2,37
	0,426	0,059	2,19	0,054	1,06		0,415	0,041	0,00	0,045	2,22
	0,489	0,071	4,95	0,067	3,12		0,458	0,042	0,00	0,050	5,00
	0,599	0,107	0,95	0,111	1,88		0,587	0,080	1,25	0,087	3,53
	0,746	0,193	2,15	0,209	1,27		0,739	0,121	0,83	0,191	1,89
	0,809	0,277	4,39	0,277	2,12		0,795	0,149	0,67	0,278	3,54
	0,884	0,505	2,08	0,427	2,37	0,870	0,271	7,18	0,448	2,51	

A Figura 4.1 mostra as isotermas de adsorção da casca e do cilindro central de abacaxi a diferentes temperaturas. É possível observar a extensão do decréscimo das isotermas em ambos os produtos. No caso do cilindro central do abacaxi (Figura 4.1(b)), este

comportamento não foi pronunciado, indicando que as variações da temperatura não afetaram as mudanças químicas e físicas das amostras. Este mesmo comportamento foi observado por outros autores como Gabas, Menegalli e Telis-Romero (2000) para casca de ameixa e Benetti *et al.* (2011) para polpa de caqui obtida por secagem a vácuo.

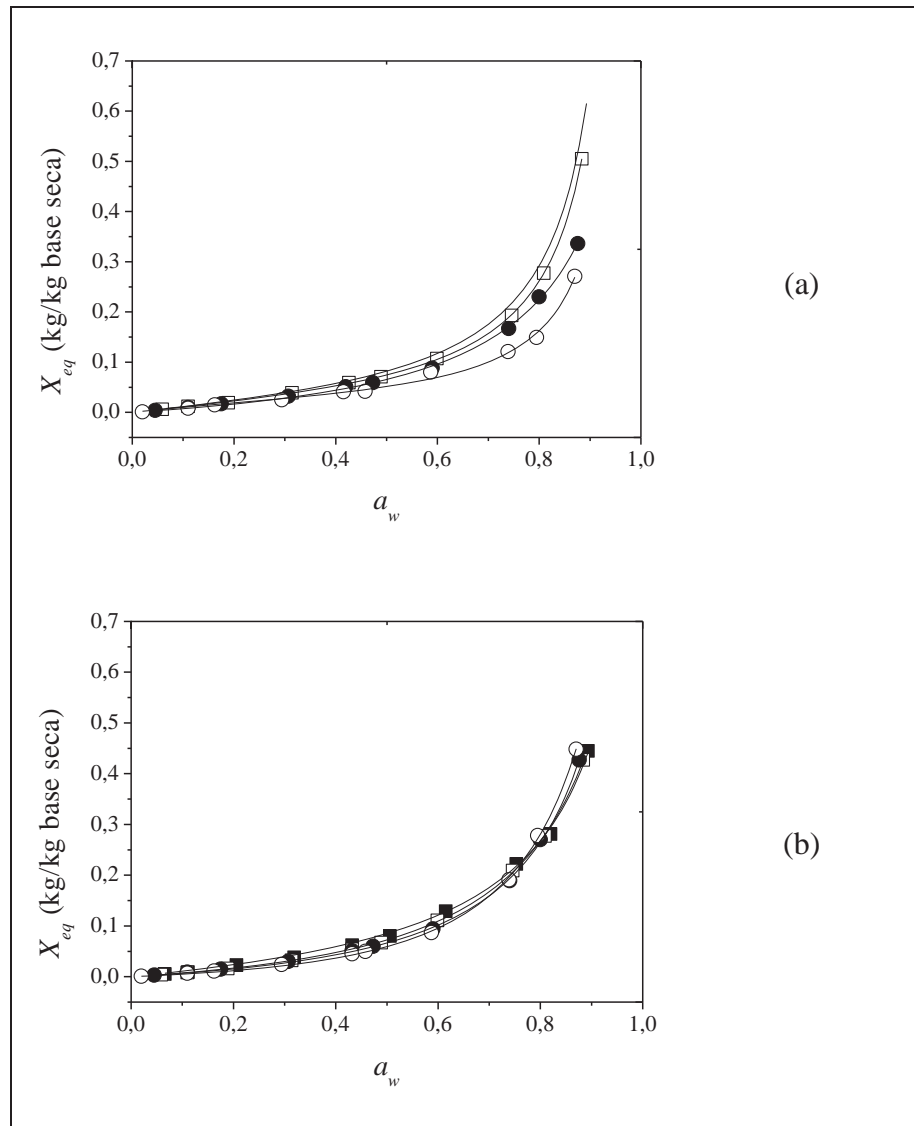


Figura 4.1 – Isotermas de adsorção da casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi a diferentes temperaturas: (■) 40 °C, (□) 50 °C, (●) 60 °C, (○) 70 °C,— modelo de GAB.

Produtos com elevado teor de açúcar, como as frutas, têm mostrado cruzamentos nas isotermas e a inversão do efeito da temperatura em  $a_w$  em torno de 0,7-0,8 (NICOLETI, TELIS-ROMERO, TELIS, 2001; MOREIRA *at al.*, 2010; AL-MUHTASEB *et al.*, 2010). Este fenômeno tem sido explicado pelo aumento da solubilidade dos açúcares em água, causada pelo aumento da temperatura. Como se pode observar na Figura 4.1, a intersecção das isotermas e o efeito inverso da temperatura não são observados nas isotermas da casca de

abacaxi, enquanto que, as amostras de cilindro central mostram clara tendência ao cruzamento em  $a_w$  entre 0,7 e 0,8 e conteúdo de umidade de equilíbrio de 0,25 kg/kg (base seca).

#### 4.2.1 Modelagem das isotermas de adsorção

Os modelos de isotermas de sorção apresentados no item 2.2.2.2 foram ajustados às isotermas de adsorção da casca e cilindro central de abacaxi. As constantes de cada modelo são apresentadas na Tabela 4.3 e Tabela 4.4. Alguns parâmetros estatísticos associados aos ajustes da casca e cilindro central de abacaxi são apresentados na Tabela 4.5. Para avaliar os modelos foram considerados o erro quadrático médio (RMSE), a variância explicada (VAR), o coeficiente de determinação ( $R^2$ ), o número de parâmetros envolvidos e seu significado físico e a distribuição residual. O modelo ideal deve fornecer baixos valores de RMSE, altos percentuais de VAR, altos valores de  $R^2$ , baixo número de parâmetros, parâmetros com significado físico e distribuição residual simétrica.

Tabela 4.3 – Parâmetros dos modelos de isotermas de sorção ajustados aos dados de adsorção da casca de abacaxi.

Modelo	Parâmetro	Temperatura (°C)			
		40	50	60	70
Ferro-Fontan	$\gamma$	0,092	0,085	0,193	0,040
	$\alpha$	1,023	1,022	1,253	1,001
	$r$	0,807	0,847	0,567	0,944
GAB	$C$	1,745	2,272	0,828	3,347
	$K$	1,011	1,010	0,917	1,016
	$X_m$	0,063	0,060	0,086	0,032
Henderson	$A$	2,924	3,142	4,359	4,84
	$B$	0,522	0,570	0,672	0,633
Halsey	$A$	0,074	0,069	0,046	0,040
	$B$	0,892	0,923	1,012	0,947
Peleg	$k_1$	0,278	0,236	0,124	0,200
	$n_1$	1,684	1,424	1,138	1,800
	$k_2$	1,543	1,285	0,520	2,166
	$n_2$	12,257	10,869	6,170	21,053
Oswin	$A$	0,078	0,081	0,069	0,050
	$B$	0,970	0,923	0,821	0,878

Tabela 4.4 – Parâmetros dos modelos de isotermas de sorção ajustados aos dados de adsorção do cilindro central de abacaxi.

Modelo	Parâmetro	Temperatura (°C)			
		40	50	60	70
Ferro-Fontan	$\gamma$	0,202	0,251	0,189	0,220
	$\alpha$	1,244	1,3001	1,186	1,205
	$r$	0,602	0,505	0,556	0,489
GAB	$C$	1,216	0,574	0,610	0,221
	$K$	0,926	0,903	0,944	0,907
	$X_m$	0,089	0,124	0,099	0,209
Henderson	$A$	4,031	3,729	3,439	3,117
	$B$	0,709	0,640	0,580	0,524
Halsey	$A$	0,048	0,055	0,063	0,073
	$B$	1,092	0,995	0,912	0,836
Peleg	$k_1$	0,411	0,226	0,154	0,140
	$n_1$	2,193	1,686	1,349	1,408
	$k_2$	2,028	0,616	0,777	0,911
	$n_2$	24,650	7,575	7,232	7,215
Oswin	$A$	0,088	0,079	0,071	0,066
	$B$	0,767	0,844	0,926	1,016

Os modelos de GAB e Peleg apresentaram menores valores de RMSE ( $< 0,006$ ) e maiores percentuais de VAR ( $> 99,53\%$ ), tanto para a casca quanto para o cilindro central de abacaxi. A distribuição simétrica dos resíduos foi verificada para os modelos de GAB, Oswin e Peleg quando ajustados aos dados das isotermas de casca de abacaxi (Figura 4.2), enquanto que para os dados das isotermas do cilindro central, os modelos de GAB e Peleg apresentaram simetria na distribuição dos resíduos (Figura 4.3). A utilidade do modelo também pode ser avaliada considerando o número de parâmetros envolvidos e seu significado físico. Dentre os modelos testados Halsey, Henderson e Oswin possuem dois parâmetros, Ferro-Fontan e GAB apresentam três e Peleg apresenta quatro parâmetros. Além disso, somente o modelo de GAB possui parâmetros com significado físico. Com base nisso, para a modelagem das isotermas da casca e cilindro central, o modelo de GAB é o mais apropriado. Sua única desvantagem frente aos demais é a presença de três parâmetros. Portanto, nos casos em que menor quantidade de parâmetros é requerida, os modelos de Halsey ou Oswin podem ser usados para

os dados de isotermas da casca, enquanto que, para dados de isotermas de cilindro central os modelos de Henderson ou Oswin podem ser utilizados.

O modelo de GAB ajustado aos dados experimentais da casca e cilindro central de abacaxi é apresentado na Figura 4.1 e os resultados da regressão nas Tabelas 4.3 e 4.4. De acordo com a classificação de Brunauer (RIZVI, 2005), as curvas das isotermas mostram comportamento do tipo III. Produtos ricos em componentes solúveis, como açúcares, em geral apresentam comportamento do tipo III (RIZVI, 2005). Os parâmetros do modelo de GAB possuem significado físico e algumas considerações podem ser feitas em relação a eles.

O valor do conteúdo de umidade da monocamada ( $X_m$ ) fornecido pelo modelo de GAB é de particular interesse, uma vez que indica a quantidade de água que está fortemente ligada a sítios específicos da superfície do produto e é considerado como valor ótimo para assegurar a estabilidade do mesmo. Para a casca e cilindro central de abacaxi, os resultados mostraram valores de  $X_m$  no intervalo de 3,2 a 8,6 % e 8,9 a 20,9 % (base seca), respectivamente. Diferenças entre os valores de  $X_m$  obtidos para diferentes produtos podem ser atribuídos a diferenças na composição do material, principalmente no conteúdo de açúcares. Nicoletti, Telis-Romero e Telis (2001) encontraram valores entre 6,3 e 13,2 % (base seca) para fatias de abacaxi *in natura* nas mesmas temperaturas deste trabalho, enquanto Telis e Sobral (2001) obtiveram  $X_m = 7,2$  % (base seca) para fatias de abacaxi liofilizado a 25 °C.

O valor de  $K$  fornece uma medida das interações entre as moléculas da multicamada com o adsorvente, e tende a cair entre o valor de energia das moléculas na monocamada e da água em estado líquido (PÉREZ-ALONSO *et al.*, 2006). Se  $K$  é menor que a unidade, o modelo de GAB se torna bem sucedido para altas atividades de água ( $a_w \approx 0.9$ ). Em casos especiais em que  $K = 1$ , o modelo de GAB se reduz ao modelo de BET e as multicamadas têm propriedades da água líquida. Se  $K > 1$ , a isoterma de sorção se tornará infinita em valor de  $a_w$  próximos a unidade, o que é fisicamente impossível (AL-MUHTASEB *et al.*, 2002). Os valores de  $K$  correspondentes ao cilindro central do abacaxi apresentaram pequenas variações que vão desde 0,903 até 0,944 e os correspondentes a casca apresentaram valores pouco maiores que a unidade (1,010-1,016), exceto a 60 °C, em que  $K = 0,917$  (Tabelas 4.3 e 4.4). Outros autores também encontraram valores de  $K$  maior que 1, como por exemplo, Ansari *et al.* (2011) em figos a 25 e 40 °C e Nicoletti, Telis-Romero e Telis (2001) em fatias frescas de abacaxi a 60 e 70 °C.



Tabela 4.5 – Parâmetros estatísticos da modelagem das isotermas de adsorção da casca e cilindro central de abacaxi.

Produto	Modelo	40 °C			50 °C			60 °C			70 °C		
		RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>
Casca	Ferro-Fontan	0,005	99,80	0,999	0,005	99,86	0,999	0,002	99,92	0,999	0,007	99,42	0,993
	GAB	0,002	99,98	0,999	0,002	99,98	0,999	0,003	99,87	0,999	0,005	99,28	0,996
	Halsey	0,006	99,85	0,999	0,005	99,85	0,999	0,011	98,54	0,988	0,007	99,55	0,993
	Henderson	0,018	98,77	0,990	0,017	98,52	0,988	0,005	99,71	0,998	0,011	98,65	0,980
	Oswin	0,005	99,91	0,999	0,005	99,87	0,999	0,006	99,57	0,997	0,007	99,54	0,993
	Peleg	0,005	99,82	0,999	0,004	99,89	0,999	0,001	99,97	0,999	0,004	99,70	0,997
Cilindro central	Ferro-Fontan	0,011	98,94	0,994	0,003	99,93	0,999	0,002	99,96	0,999	0,03	99,96	0,999
	GAB	0,009	99,31	0,996	0,002	99,97	0,999	0,003	99,93	0,999	0,003	99,92	0,999
	Halsey	0,018	97,79	0,982	0,015	98,30	0,987	0,012	99,04	0,993	0,012	99,48	0,993
	Henderson	0,009	99,43	0,995	0,003	99,94	0,999	0,006	99,73	0,998	0,006	99,86	0,998
	Oswin	0,011	99,16	0,993	0,009	99,49	0,996	0,006	99,75	0,998	0,007	99,83	0,998
	Peleg	0,006	99,53	0,998	0,003	99,89	0,999	0,001	99,99	0,999	0,001	99,99	0,999

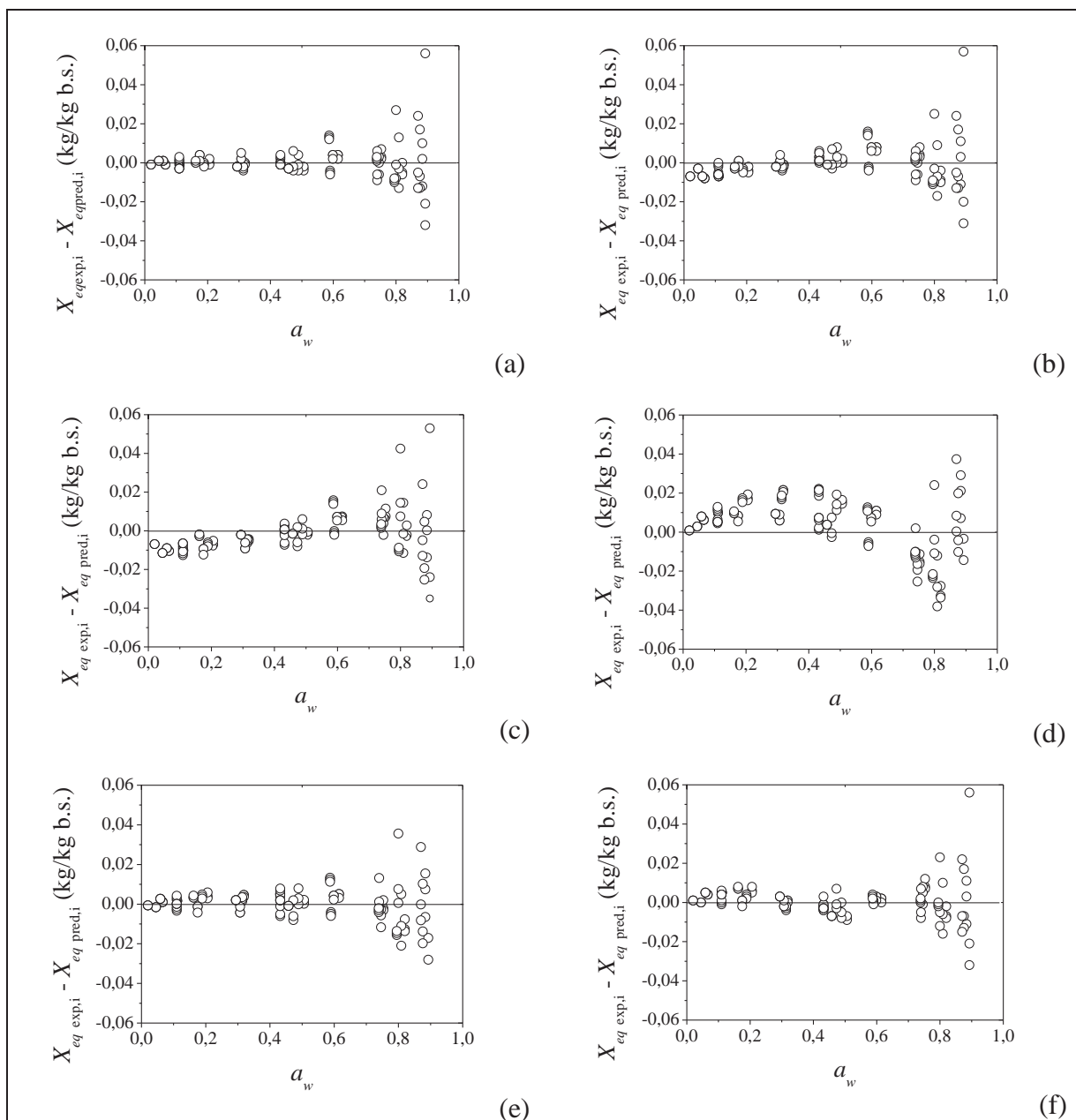


Figura 4.2 – Distribuição de resíduos dos modelos ajustados aos dados de isotermas da casca de abacaxi: (a) GAB, (b) Ferro-Fontan, (c) Halsey, (d) Henderson, (e) Oswin e (f) Peleg.

Supõe-se que fortes interações entre adsorvente e o adsorbato são favorecidas em temperaturas baixas, causando aumento no parâmetro  $C$  com a diminuição da temperatura (DIOSADY *et al.*, 1996; PÉREZ-ALONSO *et al.*, 2006; GABAS *et al.*, 2007). Comportamento compatível foi encontrado nesse trabalho para as amostras de cilindro central de abacaxi, o decréscimo na temperatura de 70 para 40 °C produziu acréscimo no valor de  $C$ . No entanto, para as amostras da casca de abacaxi comportamento oposto foi verificado, em

geral, os valores de  $C$  aumentaram com o aumento da temperatura, provavelmente devido a mudanças irreversíveis associadas à temperatura como, reações enzimáticas e desnaturação de proteínas (PÉREZ-ALONSO *et al.*, 2006; GABAS *et al.*, 2007). Comportamento similar ao da casca de abacaxi foi observado por Nicoleti, Telis-Romero e Telis (2001) para fatias de abacaxi, por Pérez-Alonso *et al.* (2006) em gomas arábica e *mesquite* e maltodextrina, e por Sawhney *et al.* (2011) em caseína desidratada de leite de búfala desnatado.

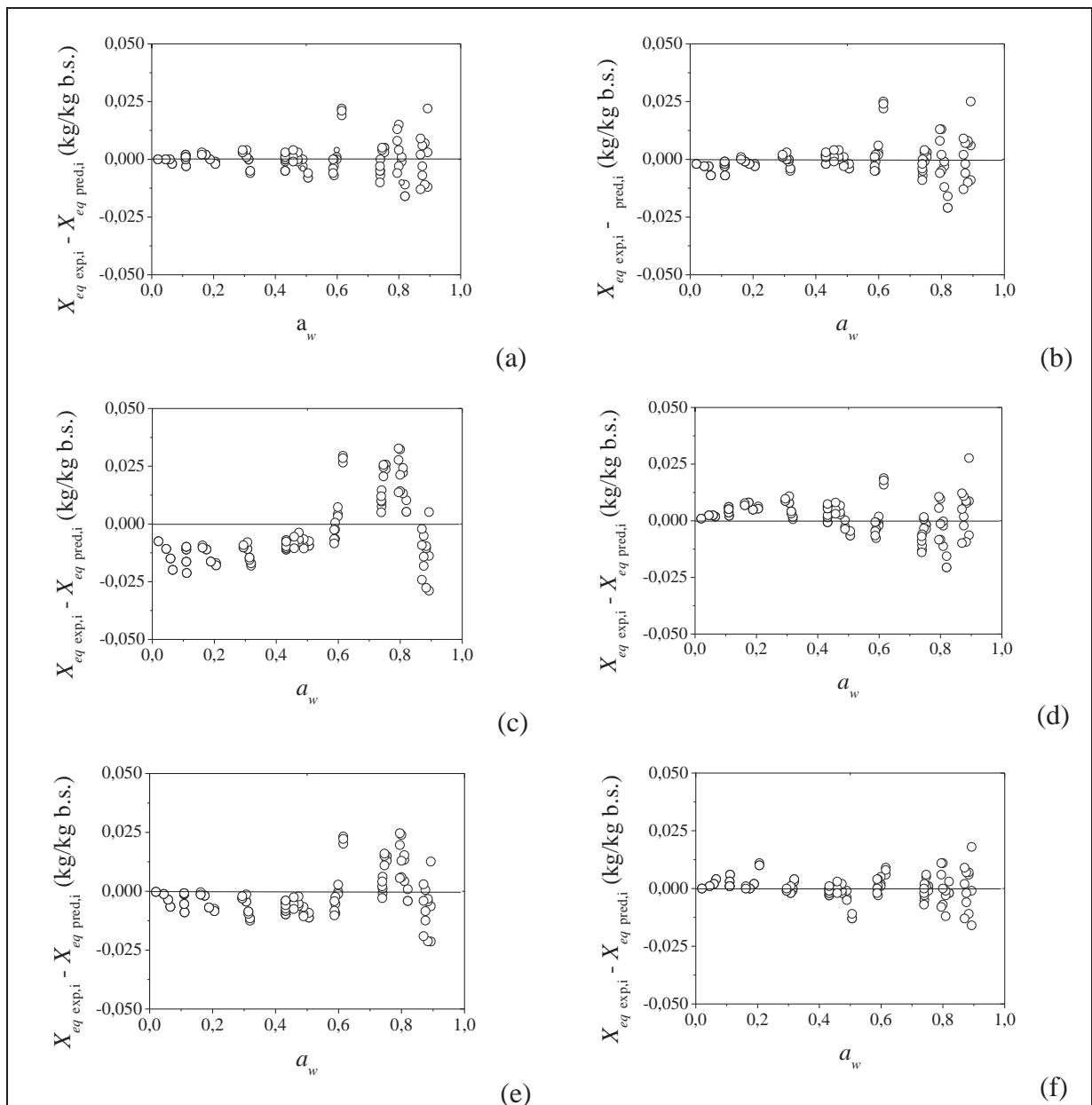


Figura 4.3 – Distribuição de resíduos dos modelos ajustados aos dados de isotermas do cilindro central de abacaxi: (a) GAB, (b) Ferro-Fontan, (c) Halsey, (d) Henderson, (e) Oswin e (f) Peleg.

### 4.3 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS

A sorção da água nos alimentos é um fenômeno complexo. Os principais constituintes dos alimentos são vários polímeros (proteínas, celulose, hemicelulose, etc.) e açúcares. Os diferentes grupos polares dos polímeros oferecem sítios energeticamente diferentes para a sorção. Além disso, quando um polímero adsorve ou desorve água ele passa por mudanças de constituição, dimensão e outras propriedades. A sorção da água também leva a transformação de fase dos açúcares contidos no alimento (GOULA *et al.*, 2008). Esses fatos permitem que algumas observações sobre as propriedades termodinâmicas possam ser feitas.

A entalpia diferencial de sorção ( $\Delta H_{dif}$ ) foi determinada pela aplicação da equação de Clausius-Clapeyron (Equação 2.12) com dados de  $a_w$  modelados pelo modelo de GAB. A Figura 4.4 mostra a  $\Delta H_{dif}$  determinada para a casca de abacaxi. Note que os valores de  $\Delta H_{dif}$  a baixo conteúdo de umidade aumentam até 0,04 kg/kg (base seca) e decrescem continuamente com o aumento da umidade. O aumento da  $\Delta H_{dif}$  em baixos conteúdos de umidade pode estar relacionado à adsorção ocorrer, inicialmente, em sítios polares menos energéticos, que são mais acessíveis devido à estrutura física da matriz sólida. À medida que o conteúdo de umidade aumenta, a adsorção passa a ocorrer em sítios polares mais energéticos originando a maior energia de interação entre o adsorvente e os sítios de sorção (-11,486 kJ/mol). Com o contínuo aumento do conteúdo de umidade esses sítios vão sendo ocupados pelas moléculas de água e a adsorção passa a ocorrer em sítios polares menos energéticos (ANSARI *et al.*, 2011). Este mesmo comportamento foi verificado em Pérez-Alonso *et al.* (2006) e Ansari *et al.*, (2011).

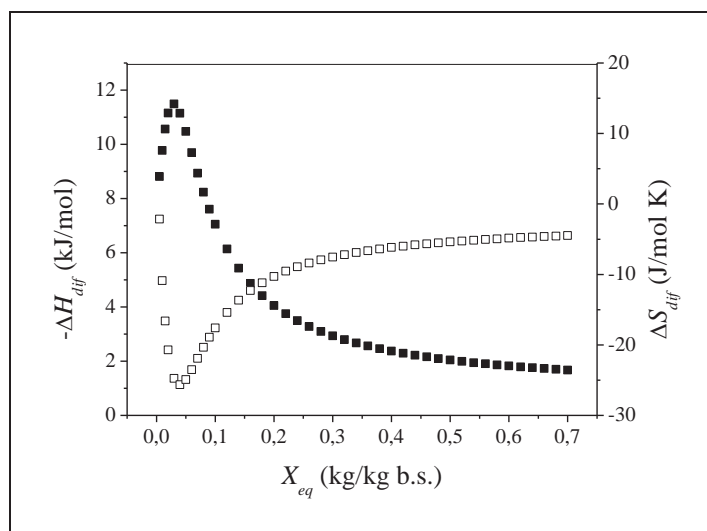


Figura 4.4 – Entalpia diferencial (■) e entropia diferencial (□) de adsorção da casca de abacaxi.

Por outro lado, a  $\Delta H_{dif}$  do cilindro central não apresentou o mesmo comportamento a baixo conteúdo de umidade (Figura 4.5). Os valores aumentaram continuamente a partir de 0,005 até 0,5 kg/kg (base seca) (-20,798 a 0,945 kJ/mol). Note que próximo a 0,25 kg/kg (base seca) os valores da  $\Delta H_{dif}$  se tornam positivos, isto é, a partir desse conteúdo de umidade o calor total de sorção foi maior que o calor de vaporização da água. Segundo Goula *et al.* 2008, a alto conteúdo de umidade a  $\Delta H_{dif}$  pode assumir valores positivos devido a contribuição da dissolução dos açúcares.

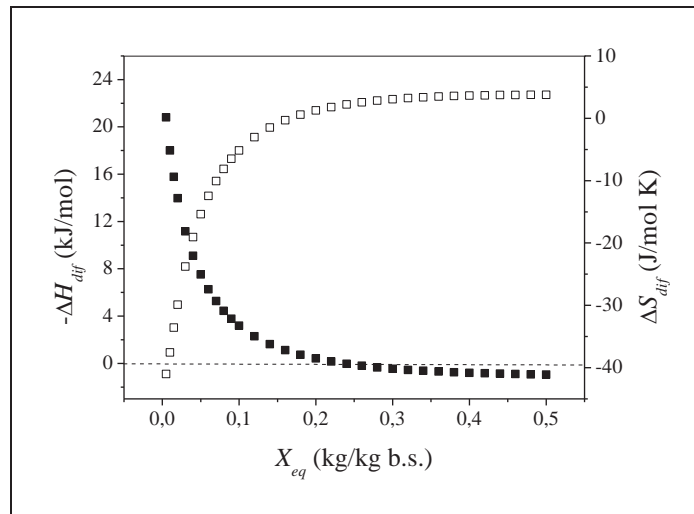


Figura 4.5 – Entalpia diferencial (■) e entropia diferencial (□) de adsorção de cilindro central de abacaxi.

Os valores da entropia diferencial de adsorção  $\Delta S_{dif}$  foram obtidos a partir da Equação 2.13 a diferentes conteúdos de umidade. As Figuras 4.4 e 4.5 mostram a  $\Delta S_{dif}$  em função do conteúdo de umidade a 40 °C. A  $\Delta S_{dif}$  apresentou valor mínimo a 0,04 e 0,005 kg/kg (base seca) para a casca e cilindro central de abacaxi, respectivamente. De acordo com Pérez-Alonso *et al.* (2006), este parâmetro não significa ordem ou desordem do sistema total, mas sim a entropia do sistema a um nível particular de hidratação. Além disso, se o conteúdo de umidade correspondente a mínima  $\Delta S_{dif}$  for similar ao valor da umidade de monocamada de GAB, a máxima  $\Delta S_{dif}$  será provocada pela sorção da água nos sítios mais ativos. O valor da umidade de monocamada é a saturação de grupos polares correspondentes a água adsorvida nos sítios mais ativos, onde o vínculo forte ocorre entre adsorvente e adsorbato, e, portanto, onde há menos água disponível para as reações de deterioração. Observe nas Tabelas 4.3 e 4.4 que os valores da umidade de monocamada da casca foi similar ao correspondente à mínima

$\Delta S_{dif}$  a 40 °C (0,063 kg/kg base seca). No entanto, para o cilindro central este mesmo comportamento não foi observado na faixa de umidade estudada.

#### 4.3.1 Teoria da compensação entalpia-entropia

Beristain, Garcia e Azuara (1996) demonstraram que a compensação entalpia-entropia é uma importante ferramenta para obter informações relacionadas ao controle da sorção da água nos alimentos. Estes autores encontraram que alimentos ricos em açúcares somente exibem uma linha reta de compensação quando o processo é controlado entalpicamente. Por outro lado, em produtos ricos em amidos aparecem duas linhas de compensação: uma quando a sorção é controlada pela entropia e outra quando é controlada pela entalpia. Estudos usando propriedades termodinâmicas de pós de iogurte obtidos por diferentes métodos de secagem sugeriram que a zona controlada pela entalpia depende da composição do produto e a zona controlada pela entropia é função da matriz micro-estrutural do mesmo (AZUARA; BERISTAIN, 2006).

A teoria da compensação entalpia-entropia aplicada à casca e ao cilindro central de abacaxi é apresentada na Figura 4.6. É possível se observar que a casca de abacaxi resultou em duas linhas de compensação (representadas por setas), enquanto o cilindro central apresentou uma linha. As setas indicam o sentido da adsorção, da menor para a maior umidade. De acordo com Leffler (1995), se a temperatura isocinética ( $T_B$ ) é maior que a temperatura média harmônica ( $T_{hm}$ ), o processo é controlado pela entalpia, mas se  $T_B < T_{hm}$ , o processo é controlado pela entropia. Como mostra a Figura 4.6(a), na casca de abacaxi o processo de adsorção é controlado pela entropia  $T_{B1} = 123,2 \pm 6,4$  K e pela entalpia  $T_{B2} = 430,8 \pm 14,5$  K. Pela análise da Figura 4.6(a) é possível concluir que a partir de umidade muito baixa até valores anteriores à da mínima entropia do processo de adsorção de moléculas de água é controlado por entropia, ou seja, as barreiras que limitam as moléculas de água dentro da microestrutura são mais importantes que as interações de energia relacionadas com a composição química do alimento. No ponto de entropia mínima, o processo não é controlado pela entropia e nem pela entalpia, porque há um equilíbrio entre ambos os mecanismos. Depois da mínima entropia, o processo de sorção das moléculas de água é controlado pela entalpia. Por outro lado, os resultados para cilindro central de abacaxi apresentaram apenas uma linha de compensação com a temperatura isocinética igual a 446,9

$\pm 5,9$  K, assim, toda a zona de umidade, 0,005-0,5 kg/kg (base seca), é controlada por mecanismos entálpicos.

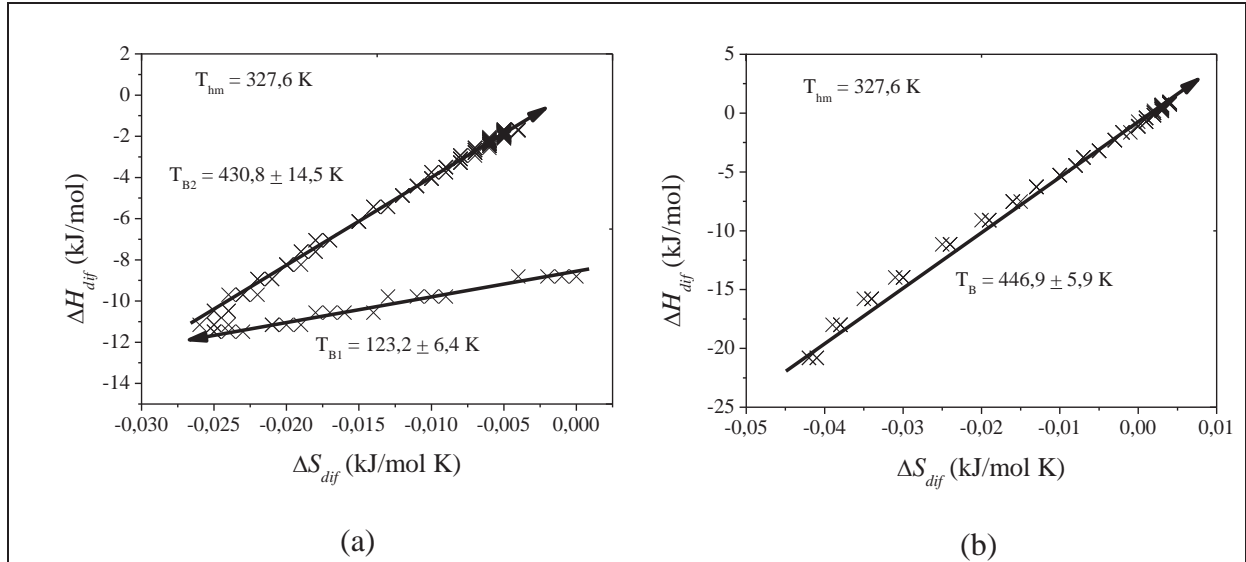


Figura 4.6 – Relação entalpia-entropia para adsorção em casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi.

#### 4.4 SECAGEM DA CASCA E CILINDRO CENTRAL DE ABACAXI

Os experimentos de secagem da casca e cilindro central de abacaxi foram realizados nas temperaturas de 40, 50, 60 e 70 °C e velocidades de ar de 1, 2 e 3 m/s. Para cada ensaio foram analisadas a umidade da amostra *in natura* e a atividade de água após o período de secagem. Durante a secagem foram realizadas pesagens periódicas a fim de conhecer o conteúdo de água das amostras no decorrer do tempo. Os resultados correspondem à média obtida entre as bandejas.

##### 4.4.1 Taxa de secagem

A taxa de secagem refere-se à velocidade com a qual o processo de remoção de água do produto ocorre, sendo quantificada como a variação da massa de água em relação à massa seca do produto por um período de tempo. A taxa de secagem da casca e cilindro central de abacaxi foi obtida derivando-se os dados da umidade em relação ao tempo. Os resultados estão representados na Figura 4.7.

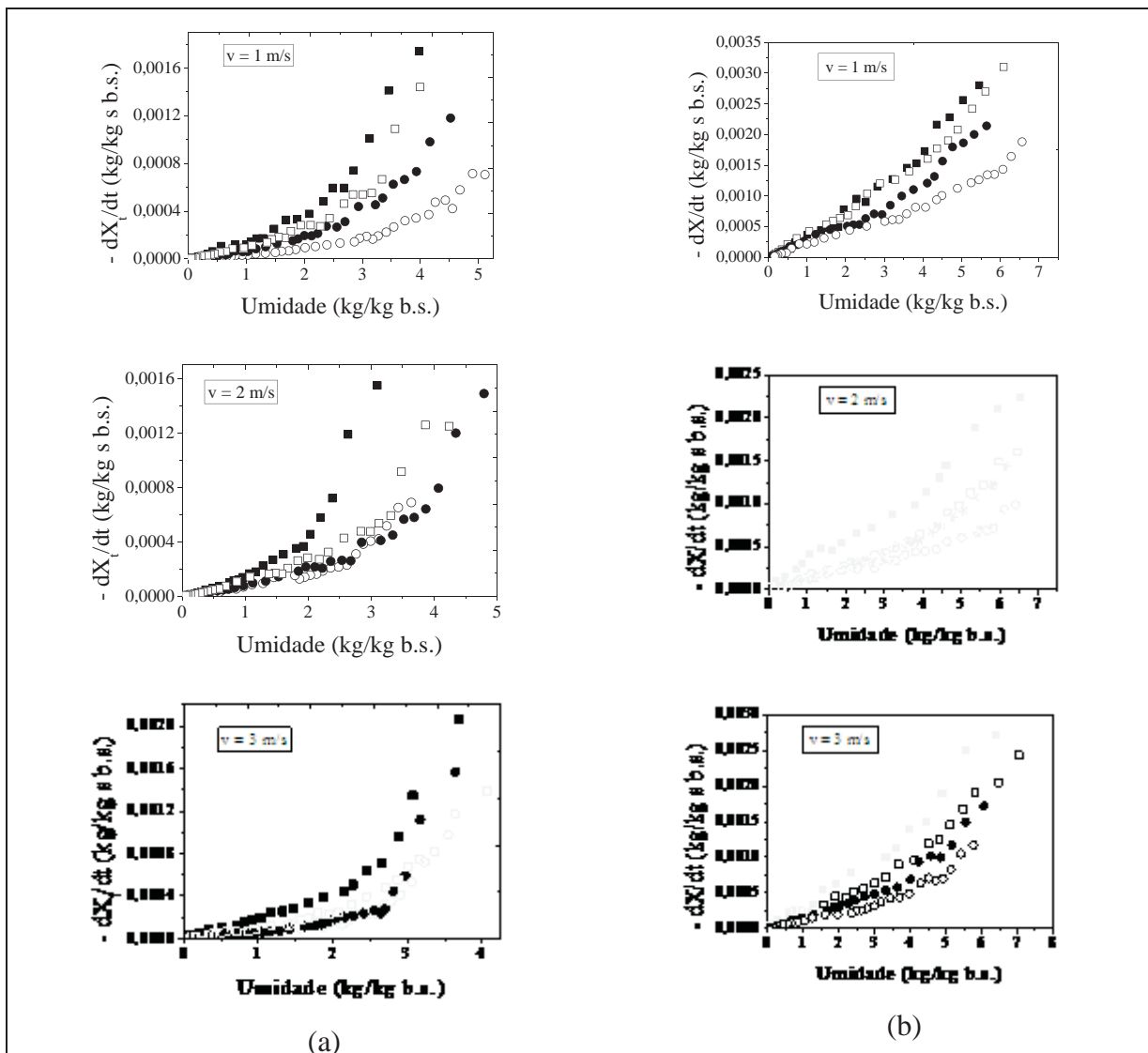


Figura 4.7 - Taxa de secagem da casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi: (○) 40 °C, (●) 50 °C, (□) 60 °C, (■) 70 °C.

Pode-se observar na figura que a elevação da temperatura resultou num efeito positivo sobre a taxa de secagem. A cinética de secagem está diretamente relacionada com a temperatura do processo, o aumento na temperatura resulta em maior transferência de umidade. Pode-se visualizar também a influência do conteúdo de umidade, sendo a taxa de secagem maior em altos teores de umidade, como esperado. À medida que o teor de umidade decresce, decresce também a taxa de secagem, até se aproximar a zero. Isso se deve a natureza da ligação da água com a matriz do produto. Em altos percentuais de água, esta se encontra em suspensão com açúcares, sendo removida com maior facilidade. Com o decorrer do



tempo, ela passa a ser encontrada fortemente ligada à matriz sólida do produto, cuja dificuldade de remoção é maior, o que resulta em taxas de secagem baixas.

As maiores taxas de secagem das amostras de casca apresentaram valores entre  $0,8 \times 10^{-3}$  e  $1,6 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  e do cilindro central entre  $1,0 \times 10^{-2}$  e  $3,0 \times 10^{-2} \text{ s}^{-1}$ . Os valores estão de acordo com os encontrados na literatura. Doymaz (2011) reportou os maiores valores de taxa de secagem de fatias de batata doce entre  $5,0 \times 10^{-3}$  e  $8,3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  e Doymaz e Göl (2009) entre  $6,6 \times 10^{-3}$  e  $1,1 \times 10^{-2} \text{ s}^{-1}$  para fatias de berinjela.

A Figura 4.7 mostra também que a secagem da casca e cilindro central de abacaxi apresentou apenas o período de taxa decrescente, indicando assim que o principal mecanismo de migração da água do interior do produto para sua superfície é a difusão. Hall (1980) explica que o período de taxa decrescente inicia quando a migração interna de umidade passa a controlar o processo, em outras palavras, a velocidade de transferência de massa no interior do sólido é menor que a taxa de evaporação na superfície. A ausência do período de taxa constante, que ocorre com a grande maioria das frutas, pode ser explicada pela natureza da ligação da água do produto. Embora exista água superficial livre, ela encontra-se em suspensão com outros constituintes do produto, como por exemplo, os açúcares (KEEY, 1975).

#### 4.4.2 Modelagem matemática

##### 4.4.2.1 Modelo de Fick

O modelo de Fick foi aplicado para estimar a difusividade efetiva ( $D_{ef}$ ) das amostras da casca e cilindro central de abacaxi, considerando a geometria de placa plana infinita, a transferência de massa unidirecional e a difusividade efetiva constante. O ajuste do modelo de Fick, com 5 termos, ocorreu através de análise de regressão não linear, utilizando o programa Origin 7.5. Os valores encontrados são apresentados na Tabela 4.6.

A difusividade pode ser definida como a facilidade com que a água é removida do material, sendo convencionalmente definida como difusividade efetiva, uma vez que ela não é intrínseca ao material, mas varia conforme a temperatura e a velocidade do ar de secagem. Com base nisso, pode-se verificar na Tabela 4.6 a influência destas variáveis na difusividade efetiva da casca e cilindro central de abacaxi. A dependência da temperatura é claramente verificada para todas as velocidades, aumentando com o aumento da temperatura. Esse

incremento é devido ao aumento da pressão de vapor no interior do sólido que facilita a saída da umidade do interior para a superfície. Os resultados obtidos evidenciam uma fraca dependência da velocidade do ar.

Tabela 4.6 – Difusividade efetiva estimada pelo modelo de Fick para casca e cilindro central de abacaxi.

Velocidade (m/s)	Temperatura (°C)	Casca	Cilindro central
		$D_{ef}(10^{-10} \text{ m}^2/\text{s})$	$D_{ef}(10^{-10} \text{ m}^2/\text{s})$
1	40	1,150	2,105
	50	1,903	2,917
	60	2,370	3,951
	70	3,412	4,957
2	40	1,633	2,312
	50	2,008	3,152
	60	2,570	3,727
	70	3,409	5,966
3	40	1,554	2,557
	50	1,689	3,489
	60	2,395	4,365
	70	3,944	7,583

Os valores de difusividade efetiva da casca variaram de  $1,150 \times 10^{-10}$  a  $3,944 \times 10^{-10}$   $\text{m}^2/\text{s}$ , enquanto que do cilindro central estiveram entre  $2,105 \times 10^{-10}$  e  $7,583 \times 10^{-10}$   $\text{m}^2/\text{s}$ . Os valores estão de acordo com os encontrados na literatura. Nicoletti, Telis-Romero e Telis (2001) desidrataram abacaxi fresco e encontraram valores entre  $1,97$  e  $9,17 \times 10^{-10}$   $\text{m}^2/\text{s}$  para temperaturas variando de  $40$  a  $70$  °C e velocidade do ar de  $1,5$  a  $2,5$  m/s. Doymaz (2011) desidrataram fatias de berinjela e obtiveram valores entre  $5,575 \times 10^{-10}$  a  $9,745 \times 10^{-10}$   $\text{m}^2/\text{s}$  no intervalo de temperatura de  $50$  a  $80$  °C. Pardeshi, Arora e Borker (2009) estudaram a secagem de ervilhas num intervalo de temperatura de  $55$  a  $75$  °C e encontraram valores de difusividade efetiva variando de  $3,95 \times 10^{-10}$  a  $6,23 \times 10^{-10}$   $\text{m}^2/\text{s}$ .

A Figura 4.8 apresenta as curvas de secagem da casca e do cilindro central de abacaxi ajustados com o modelo de Fick. É notável a influência da temperatura na perda de umidade nas três velocidades de ar estudadas. O tempo necessário para as amostras de casca atingirem percentuais de umidade inferiores a 5% (base seca) nas temperaturas de  $70$ ,  $60$ ,  $50$  e  $40$  °C

foram: 5, 7, 10 e 13 h para a velocidade de 1 m/s; 6, 7, 9 e 8 h para a velocidade de 2 m/s; e 3,5, 7 e 11 h para a velocidade de 3 m/s. O tempo necessário para as amostras de cilindro central atingirem umidade inferiores a 5 % (base seca) nas mesmas temperaturas foram: 3,5, 4,5, 5,5 e 8 h para a velocidade de 1 m/s; 3, 5, 6 e 7 h para a velocidade de 2 m/s; e 2,5, 4, 5,5 e 6 h para a velocidade de 3 m/s. Em contra partida, fixando-se as temperaturas e variando a velocidade do ar observa-se pouca influência da velocidade.

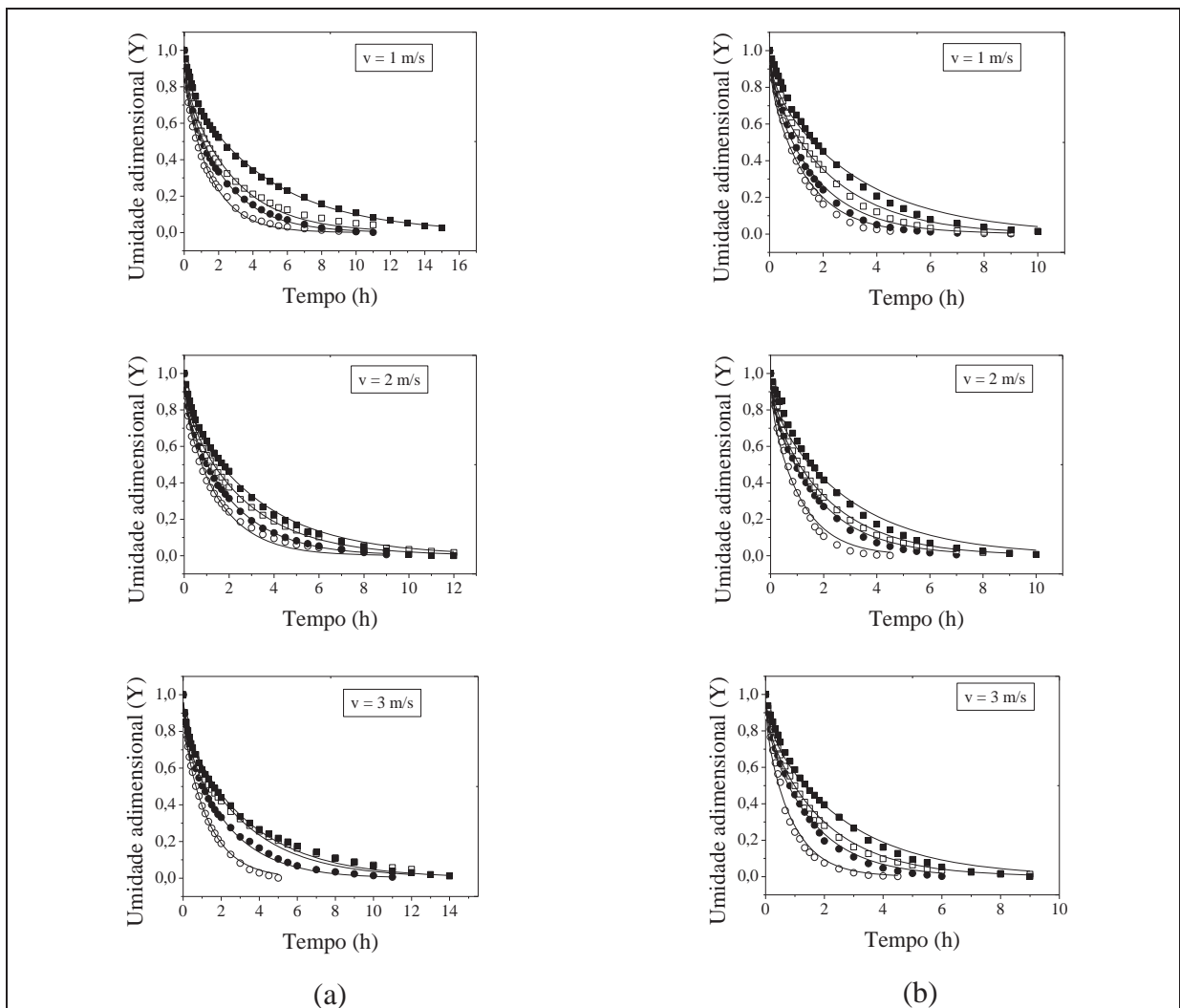


Figura 4.8 – Curvas de secagem de casca (a) e cilindro central (b) de abacaxi, ajustadas com o modelo de Fick: (○) 40 °C, (●) 50 °C, (□) 60 °C, (■) 70 °C.

Os parâmetros estatísticos associados aos ajustes do modelo de Fick estão apresentados na Tabela 4.7. Os valores dos parâmetros indicam que o modelo se ajustou bem aos dados da casca, pois são verificados altos valores de VAR e  $R^2$  e baixos valores de

RMSE. Por outro lado, o ajuste aos dados do cilindro central foi satisfatório, considerando que foram encontrados menores valores de VAR e  $R^2$  e maiores valores de RMSE.

Tabela 4.7 – Parâmetros estatísticos do ajuste do modelo de Fick aos dados de secagem da casca e cilindro central de abacaxi.

Produto	Velocidade (m/s)	40 °C			50 °C		
		RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>
Casca	1	0,011	99,83	0,995	0,023	99,81	0,998
	2	0,024	99,80	0,992	0,013	99,94	0,997
	3	0,008	99,90	0,996	0,029	99,76	0,988
Cilindro central	1	0,074	97,88	0,976	0,068	98,35	0,985
	2	0,075	97,89	0,976	0,061	98,59	0,990
	3	0,066	98,38	0,985	0,060	98,66	0,990
Produto	Velocidade (m/s)	60 °C			70 °C		
		RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>
Casca	1	0,013	99,93	0,993	0,016	99,79	0,997
	2	0,014	99,93	0,997	0,020	99,86	0,995
	3	0,015	99,92	0,997	0,034	99,94	0,997
Cilindro central	1	0,066	98,43	0,984	0,073	98,01	0,983
	2	0,066	98,54	0,991	0,071	98,14	0,981
	3	0,061	98,58	0,992	0,067	98,37	0,983

#### 4.4.2.2 Energia de ativação

Uma equação do tipo Arrhenius foi ajustada aos dados de difusividade efetiva da casca e cilindro central. Os valores de energia de ativação ( $E_a$ ) são apresentados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8 – Valores de energia de ativação das cascas e cilindro central de abacaxi.

Produto	Velocidade (m/s)	$D_0$ (m <sup>2</sup> /s)	$E_a$ (kJ/mol)	$R^2$
Casca	1	0,000010	30,294	0,987
	2	0,000001	22,857	0,992
	3	0,000050	33,403	0,940
Cilindro central	1	0,000003	24,942	0,997
	2	0,000020	29,604	0,955
	3	0,000180	35,485	0,955

Os valores da energia de ativação da casca e cilindro central variaram entre 22,857 e 33,403 e 24,942 a 35,485 kJ/mol, respectivamente. Os valores de  $R^2$  foram satisfatórios (>

0,940). A energia de ativação pode ser interpretada como a barreira energética a ser vencida para que ocorra a difusão (HII; LAW; CLOKE, 2009; URIBE *et al.*, 2011). Sendo assim, quanto menor seu valor, mais fácil a difusão ocorrerá. Menores valores para casca e cilindro central são verificados a 2 e 1 m/s, respectivamente. Teoricamente, a velocidade não deve exercer influência sobre a energia de ativação (KUMAR; SARKAR; SHARMA, 2011).

A alta variação da energia de ativação apresentada na Tabela 4.8 pode ser explicada por fatores não controlados durante o processo de secagem, como por exemplo, a umidade relativa ambiente. No entanto, os valores obtidos são similares aos reportados na literatura: Pardeshi, Arora e Borker (2009) encontraram energia de ativação de 22,48 kJ/mol na desidratação de ervilhas em temperaturas entre 55 e 75 °C e Nicoletti, Telis-Romero e Telis (2001) observaram valores entre 36,06, 41,10 e 41,45 kJ/mol na desidratação de fatias de abacaxi, trabalhando com velocidade de ar de 1,5, 1,8 e 2,5 m/s e temperaturas entre 40 e 70 °C.

#### 4.4.2.3 Modelos empíricos

Os dados experimentais das curvas de secagem também foram ajustados com os modelos empíricos (Equações 2.27 a 2.29). Os valores dos parâmetros são apresentados na Tabela 4.9 e os resultados estatísticos nas Tabelas 4.10 e 4.11. Observa-se que o modelo de Page ajustou-se melhor aos dados experimentais da casca de abacaxi. Os valores de RMSE foram inferiores a 0,023, sendo os valores de VAR e R<sup>2</sup> maiores que 99,90 e 0,996, respectivamente. Para o cilindro central, todos os modelos se ajustaram apropriadamente aos dados experimentais, sendo os modelos de Page e Henderson-Pabis os que apresentaram melhores resultados estatísticos (< RMSE e > VAR e R<sup>2</sup>), possivelmente por conterem dois parâmetros, fator que permite que se ajustem aos dados experimentais com mais qualidade.

A taxa constante de secagem ( $k$ ) obtida pelo modelo de Page não apresentou relação com a temperatura, tanto para a casca quanto para o cilindro central. Em virtude disso, o modelo de Henderson-Pabis é o modelo empírico mais recomendado para representar as curvas de secagem da casca e cilindro central de abacaxi, pois apresenta resultados estatísticos satisfatórios e valores da taxa constante de secagem dependentes da temperatura. A taxa constante de secagem, fornecida pelo modelo de Henderson-Pabis, variou de 0,007 até  $0,023 \times 10^{-2} \text{ s}^{-1}$  para a casca e de 0,011 até  $0,038 \times 10^{-2} \text{ s}^{-1}$  para o cilindro central.

Tabela 4.9 – Parâmetros do ajuste dos modelos empíricos aos dados de secagem da casca e cilindro central de abacaxi.

Velocidade (m/s)	Temperatura (°C)	Casca					Cilindro central				
		Lewis		Page	Henderson-Pabis		Lewis		Page	Henderson-Pabis	
		$k (10^{-2} s^{-1})$	$k (10^{-2} s^{-1})$	$N$	$k (10^{-2} s^{-1})$	$a$	$k (10^{-2} s^{-1})$	$k (10^{-2} s^{-1})$	$N$	$k (10^{-2} s^{-1})$	$a$
1	40	0,008	0,078	0,758	0,007	0,913	0,011	0,018	0,948	0,011	0,981
	50	0,014	0,158	0,721	0,011	0,898	0,016	0,033	0,913	0,015	0,967
	60	0,017	0,137	0,755	0,014	0,903	0,021	0,034	0,940	0,020	0,977
	70	0,023	0,225	0,729	0,020	0,890	0,026	0,039	0,950	0,025	0,983
2	40	0,011	0,046	0,845	0,010	0,935	0,012	0,018	0,960	0,012	0,985
	50	0,014	0,137	0,742	0,012	0,899	0,017	0,057	0,858	0,016	0,953
	60	0,018	0,121	0,777	0,015	0,913	0,020	0,065	0,860	0,018	0,947
	70	0,024	0,306	0,692	0,019	0,874	0,031	0,044	0,954	0,030	0,981
3	40	0,011	0,190	0,685	0,009	0,867	0,014	0,037	0,887	0,013	0,956
	50	0,012	0,336	0,628	0,009	0,837	0,019	0,064	0,854	0,017	0,950
	60	0,017	0,172	0,730	0,014	0,892	0,023	0,075	0,859	0,021	0,943
	70	0,027	0,147	0,792	0,023	0,910	0,039	0,054	0,958	0,038	0,985

Tabela 4.10 – Parâmetros estatísticos do ajuste dos modelos empíricos aos dados da secagem da casca de abacaxi.

Velocidade (m/s)	Temperatura (°C)	Lewis			Page			Henderson-Pabis		
		RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>
1	40	0,049	98,94	0,972	0,009	99,96	0,999	0,026	99,53	0,988
	50	0,057	98,96	0,961	0,006	99,99	0,999	0,035	99,46	0,981
	60	0,047	99,29	0,975	0,008	99,98	0,999	0,022	99,72	0,991
	70	0,050	97,87	0,970	0,008	99,93	0,999	0,032	99,02	0,988
2	40	0,034	99,68	0,988	0,017	99,92	0,997	0,015	99,88	0,996
	50	0,051	99,29	0,971	0,006	99,99	0,999	0,025	99,72	0,990
	60	0,041	99,53	0,980	0,009	99,98	0,999	0,021	99,80	0,993
	70	0,057	99,89	0,957	0,005	99,99	0,999	0,037	99,50	0,982
3	40	0,068	98,71	0,946	0,012	99,96	0,998	0,029	99,54	0,983
	50	0,084	98,05	0,909	0,011	99,96	0,998	0,030	99,47	0,974
	60	0,054	99,20	0,968	0,008	99,98	0,999	0,026	99,68	0,987
	70	0,071	99,30	0,978	0,023	99,90	0,996	0,048	99,80	0,993

Tabela 4.11 – Parâmetros estatísticos do ajuste dos modelos empíricos aos dados da secagem do cilindro de abacaxi.

Velocidade (m/s)	Temperatura (°C)	Lewis			Page			Henderson-Pabis		
		RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>	RMSE	VAR	R <sup>2</sup>
1	40	0,014	99,92	0,998	0,009	99,97	0,999	0,009	99,97	0,999
	50	0,020	99,86	0,997	0,011	99,95	0,999	0,013	99,93	0,998
	60	0,011	99,95	0,999	0,006	99,85	0,999	0,007	99,98	0,999
	70	0,010	99,96	0,999	0,006	99,99	0,999	0,008	99,97	0,999
2	40	0,014	99,92	0,999	0,011	99,95	0,999	0,010	99,96	0,999
	50	0,027	99,73	0,993	0,009	99,97	0,999	0,020	99,84	0,996
	60	0,027	99,71	0,992	0,012	99,94	0,998	0,018	99,86	0,997
	70	0,016	99,90	0,997	0,015	99,91	0,998	0,014	99,92	0,998
3	40	0,025	99,77	0,994	0,013	99,93	0,998	0,016	99,90	0,997
	50	0,026	99,74	0,993	0,005	99,99	0,999	0,018	99,87	0,997
	60	0,028	99,70	0,991	0,014	99,92	0,998	0,018	99,87	0,997
	70	0,021	99,80	0,998	0,021	99,81	0,999	0,021	99,82	0,999



## 5 CONCLUSÕES

O presente trabalho permite as seguintes conclusões:

- O conteúdo da umidade de equilíbrio da casca e do cilindro central de abacaxi decresceu com o aumento da temperatura e aumentou com o aumento da  $a_w$ .
- As isotermas de adsorção das cascas de abacaxi podem ser classificadas como do tipo III de acordo com BRUNAUER *et al.* (1940).
- Cruzamentos nas isotermas do cilindro central foram verificados em  $a_w$  entre 0,7 e 0,8 e conteúdo de umidade de equilíbrio de 0,25 kg/kg (base seca).
- O modelo de GAB apresentou os melhores ajustes para as isotermas da casca e cilindro central de abacaxi.
- A entalpia diferencial de sorção da casca de abacaxi a baixos teores de umidade aumentou até atingir -11,486 kJ/mol e decresceu continuamente a partir desse valor, mostrando que o processo de sorção a baixas umidades é controlado pela capilaridade do material.
- A entalpia diferencial de sorção do cilindro central de abacaxi decresceu continuamente a partir de 0,005 até 0,5 kg/kg (base seca) (-20.798 a 0,945 kJ/mol). Próximos a umidade de 0,25 kg/kg (base seca) os valores se tornam positivos, mostrando que a partir deste conteúdo de umidade o calor total de sorção foi maior que o calor de vaporização da água, devido a contribuição da dissolução dos açúcares.
- O processo de adsorção da casca de abacaxi apresentou duas zonas de compensação, uma entrópica com temperatura isocinética de 123,204 K e outra entálpica com temperatura isocinética de 403,8 K.
- O processo de adsorção do cilindro central de abacaxi apresentou apenas uma zona de compensação governada pela entalpia com temperatura isocinética de 446,9 K.
- A secagem da casca e cilindro central de abacaxi apresentou apenas o período de taxa decrescente, indicando assim que o principal mecanismo de migração da água do interior do produto para sua superfície é a difusão.

- O modelo de Fick se ajustou adequadamente as curvas de secagem da casca e cilindro central de abacaxi.
- A difusividade efetiva, obtida pelo modelo de Fick, variou de  $1,150 \times 10^{-10}$  a  $3,944 \times 10^{-10}$  m<sup>2</sup>/s para as cascas e de  $2,105 \times 10^{-10}$  e  $7,583 \times 10^{-10}$  m<sup>2</sup>/s para o cilindro central.
- De acordo com as isotermas de adsorção, valores de umidade inferiores a 5 % (base seca) correspondem à atividade de água inferior a 0,1, valor este que assegura a estabilidade da casca e cilindro central de abacaxi.
- As curvas de secagem evidenciaram a influência da temperatura e a pequena influência da velocidade do ar na perda de umidade durante a desidratação.
- O modelo de Henderson-Pabis foi o modelo empírico que melhor se ajustou as curvas de secagem da casca e cilindro central de abacaxi.

## 6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Este trabalho apresentou resultados interessantes sobre a composição dos resíduos da industrialização de abacaxi (casca e cilindro central). Os resultados mostraram que o percentual de carboidratos da casca e cilindro central equivalem a aproximadamente 17 e 12%, respectivamente. Este elevado percentual pode favorecer a sua utilização, seja na produção de fibras, ou então, para a produção de bioetanol da segunda geração. Em virtude disso, sugere-se para trabalhos futuros a produção de fibras a partir destes subprodutos e a avaliação de seu potencial tecnológico para a alimentação humana. Outra sugestão é a utilização dos mesmos subprodutos para a produção de bioetanol, através de processos de hidrólise da celulose e subsequente fermentação.

O presente trabalho apresentou também resultados inovadores e interessantes a cerca de propriedades termodinâmicas de adsorção de água nos subprodutos. Os resultados possibilitaram obter conclusões importantes sobre a maneira que a água apresenta-se ligada a este tipo de material. Como sugestão para novos trabalhos, indica-se o estudo do fenômeno chamado histerese, avaliando-se o comportamento termodinâmico durante a dessorção de água nestes subprodutos.

Além disso, com respeito a desidratação dos subprodutos, sugere-se o estudo mais refinado da cinética de secagem, avaliando-se, como por exemplo, a influência do encolhimento na difusividade efetiva.

## 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALMEIDA, C. O.; VILAR, L. C.; SOUSA, L. F. S.; REINHARDT, D. H.; MACEDO, C. M. Peso médio do abacaxi no Brasil: um tema em discussão. **Bahia Agrícola**, v.6, n.3, nov. 2004.
- AL-MUHTASEB, A. H.; HARARAH, M. A.; MEGAHEY, E. K.; MCMINN, W. A. M.; MAGEE, T. R. A. Moisture adsorption isotherms of microwave-baked Madeira cake. **Food Science and Technology**, v. 43, p. 1042-1049, 2010.
- AL-MUHTASEB, H.; MCMINN, W. A. M.; MAGEE, T. R. A. Moisture sorption isotherm characteristics of food products: A review. **Trans IChemE**, v. 80, p. 118-128, 2002.
- ANSARI, S.; FARAHNAKY, A.; MAJZOABI, M.; BADI, F. Modeling the effect of glucose syrup on the moisture sorption isotherm of figs. **Food Biophysics**, v. 6, p.377-389, 2011.
- AOAC. **Official methods of analysis of the Association of Official Analytical Chemistry**. 16th ed. Gaithersburg, USA, 1997.
- AZUARA, E.; BERISTAIN, C. I. Enthalpic and entropic mechanisms related to water sorption of yogurt. **Drying Technology**, v. 24(11), p. 1501-1507, 2006.
- AZUARA, E.; BERISTAIN, C. I. Estudio termodinámico y cinético de la adsorción de agua en proteína de suero de leche. **Revista Mexicana de Ingeniería Química**, v. 6(3), p. 359-365, 2007.
- BENEDETTI, P. C. D.; PEDRO, M. A. M.; TELIS-ROMERO, J.; TELIS, V. R. N. Influence of encapsulating materials on water sorption isotherms of vacuum-dried persimmon pulp powder. **Journal of Food Processing and Preservation**, v. 35, p. 423-431, 2011.
- BENGOZI, F. J.; SAMPAIO, A. C.; GUTIERREZ, A. D. de S.; RODRIGUES, V. M.; PALLAMIN, M. L. Análise do mercado do abacaxi comercializado na CEAGESP – São Paulo. **Revista Brasileira de Fruticultura**, Jaboticabal - SP, v. 29, n. 3, p. 494-499, 2007.
- BERISTAIN, C. I.; AZUARA, E. Estabilidad máxima en productos deshidratados. **Ciencia**. v. 41, p. 229-236, 1990.
- BERISTAIN, C. I.; GARCÍA, H. S.; AZUARA, E. Enthalpy-entropy compensation in food vapor adsorption. **Journal of Food Engineering**, v. 30, p. 405-415, 1996.

- BOBBIO, P. A; BOBBIO, F. O. **Química do processamento de alimentos**. 2ª ed. São Paulo: Livraria Varela, 1992. 151p.
- BRUNAUER, S.; DEMING, L. S.; DEMING, W. E.; TROLLER, E. On the theory of Van der Waals adsorption of gases, **Journal of the American Chemical Society**, v. 62, p. 1723–1732, 1940.
- CHINNAN, M. S.; BEAUCHAT, L. R. Sorption isotherms of whole cowpeas and flours. **Lebensmittel-Wissenschaft und Technologie**, v.18, p.83-88, 1985.
- CORZO, O.; BRACHO, N.; ALVAREZ, C. Determination of suitable thin layer model for air drying of mango slices (*Mangifera indica* L.) at different air temperatures and velocities. **Journal of Food Process Engineering**, 2010.
- CRANK, J. **The mathematics of diffusion**. 2ª ed. S.I. Clarendon Press Oxford, 1975. 414p.
- CRUS, J.; GARCIA, H. S. Pineapple post-harvest operations. Instituto Tecnológico de Veracruz. Disponível em: <http://www.fao.org/inpho/content/compend/text/ch33/AE614e01>. Acesso em: 23 de outubro de 2010.
- DERGAL, S. B. **Química de los alimentos**. 1ª Ed., México: Editorial Alhambra Mexicana, 1981.
- 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, p. 1956–1962, 2010.
- DIOSADY, L. L.; RIZVI, S. S. H.; CAI, W.; JAGDEO, D. J. Moisture sorption isotherms of canola meals, and applications to packing, **Journal of Food Science**, v. 61, p. 204–208, 1996.
- DOYMAZ, I. Drying of eggplant slices in thin layers at different air temperatures. **Journal of Food Processing and Preservation**, v. 35, p. 280–289, 2011.
- DOYMAZ, I.; GÖL, E. Convective drying characteristics of eggplant slices. **Journal of Food Process Engineering**, v. 34, p. 1234–1252, 2011.
- EVERETT, D. H.; WHITTON, W. I. A general approach to hysteresis. **Transactions of the Faraday Society**, v. 48, p. 749-757, 1952.

- FALADE, K. O.; OLUKINI, I; ADEGOKE, G. O. Adsorption isotherm and heat of sorption of osmotically pretreated and air-dried pineapple slices. **European Food Research and Technology**, v. 218, p. 540-543, 2004.
- FAO – FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS. Disponível: < <http://faostat.fao.org/DesktopDefault.aspx?PageID=339&lang=es>> Acesso em: 23 de outubro de 2010.
- FERRO-FONTAN, C.; CHIRIFE, J.; SANCHO, E.; IGLESIAS, H. A. Analysis of a model for water sorption phenomena in foods. **Journal of Food Science**, v. 47, p. 1590–1594, 1982.
- FIorentin, L. D.; MENON, B. T.; ALVES, J. A.; BARROS, S. T. D.; PEREIRA, N. C.; MÓDENES, A. N. Determinação da cinética e das isotermas de secagem do bagaço da laranja. **Acta Scientiarum. Technology**, v. 32, p. 147-152, 2010.
- FURMANIAK, S.; TERZYK, A. P.; GAUDEN, P. A.; RYCHLICKI, G. Applicability of the generalised D'Arcy and Watt model to description of water sorption on pineapple and other food stuffs. **Journal of Food Engineering**, v. 79, p. 718–723, 2007.
- GABAS, A. L.; MENEGALLI, F. C.; TELIS-ROMERO, J. Water sorption enthalpy–entropy compensation based on isotherms of plum skin and pulp. **Journal of Food Science**, v. 65(4), p. 680–684, 2000.
- GABAS, A. L.; TELIS, V. R. N.; SOBRAL, P. J. A.; TELIS-ROMERO, J. Effect of maltodextrin and arabic gum in water vapor sorption thermodynamic properties of vacuum dried pineapple pulp powder. **Journal of food engineering**, v. 82, p. 246-252, 2007.
- GAL, S. **Techniques for obtain completes sorption isotherms, Water Activity: Influences on Food Quality**. New York: Academic Press, 1981.
- GARCIA-PEREZ, J. V.; CARCEL, J. A.; CLEMENTE, G.; MULET, A. Water sorption isotherms for lemon peel at different temperatures and isosteric heats. **Food Science and Technology**, v. 41, p. 18–25, 2008.
- GONDIM, J. A. M. Composição centesimal e de minerais em cascas de frutas. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 25(4), p. 825-827, 2005.
- GONDIM, J. A. M.; MOURA, M. F. V.; DANTAS, A. S.; MEDEIROS, R. L. S.; SANTOS, K. M. Composição Centesimal e de minerais em cascas de frutas. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 25(4): p. 825-827, 2005.

- GOULA, A. M.; KARAPANTSIOS, T. D.; ACHILIAS, D. S.; ADAMOPOULOS, K. G. Water sorption isotherms and glass transition temperature of spray dried tomato pulp. **Journal of Food Engineering**, v. 85, p. 73-83, 2008.
- GUPTA, P.; AHMED J.; SHIVHARE, U. S.; RAGHAVAN, G. S. V. Drying characteristics of red chilli. **Drying technology**, v. 20, n.10, p. 1975-1987, 2002.
- HALL, C. W. **Drying and storage of agricultural crops**. Westport: AVI Publishing Company, Inc., 1980.
- HENDERSON, S. M. A basic concept of equilibrium moisture. **Agricultural Engineering**, v. 33, p. 29-32, 1952.
- HENDERSON, S. M.; PABIS, S. Grain drying theory I. Temperature effect on drying coefficient. **Journal of Agriculture Engineering Research**, v. 6(3), p. 169-174, 1969.
- 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(2), p. 191-198, 2009.
- HILL, T. L. Statistical mechanics of adsorption. V. Thermodynamics and heat of adsorption. **Journal of Chemical Physics**, v. 17, p. 520-535, 1949.
- HILL, T. L. Statistical mechanics of adsorption. IX. Adsorption thermodynamics and solution thermodynamics. **Journal of Chemical Physics**, v. 18, p. 246-256, 1950.
- HILL, T. L. Thermodynamic of adsorption. **Transactions of the Faraday Society**, v. 47, p. 376-380, 1951.
- HORTIBRASIL – INTITUTO BRASILEIRO DE QUALIDADE EM HORTICULTURA. Disponível: <<http://www.hortibrasil.org.br/jnw/index.php?>> Acesso em: 23 de outubro de 2010.
- HOSSAIN, M. D.; BALA, B. K.; HOSSAIN, M. A.; MONDOL, M. R. A. Sorption isotherms and heat of sorption of pineapple. **Journal of Food Engineering**, v. 48, p. 103-107, 2001.
- JOWITT, R.; ESCHER, F.; HALLSTOM, B.; MEFFERT, H. F. T.; SPIESS, W. E. L.; VOS, G. **Physical Properties of Foods**. Applied Science Publishers, London and New York, 1983.
- KALETA, A.; GÓRNICKI, K. Evaluation of drying models of apple (var. McIntosh) dried in a convective dryer. **International Journal of Food Science and Technology**, v. 45, p.891-898, 2010.

- KAUR, D.; WANI, A. A.; SOGI, D. S.; SHIVHARE, U. S. Sorption isotherms and drying characteristics of tomato peel isolated from tomato pomace. **Drying Technology**, v. 24, p. 1515-1520, 2006.
- KEEY, R. B. **Drying: principles and practice**. Pergamon Press, 1975.
- KRUNG, R. R.; HUNTER, W. G.; GRIEGER, R. A. Enthalpy-entropy compensation. 2- Separation of the chemical from the statistical effect. **Journal of Physical Chemistry**, v. 80, p. 2341-2351, 1976.
- KUMAR, N.; SARKAR, B. C.; SHARMA, H. K. Effect of air velocity on kinetics of thin layer carrotpomace drying. **Food Science and Technology International**, v. 17(5), p. 459-469, 2011.
- LABUZA, T. P.; KAAANANE, A.; CHEN, J. Y. Effect of temperature on the moisture sorption isotherms and water activity shift of two dehydrated foods. **Journal of Food Science**, v. 50, p. 385-391, 1985.
- LANGRISH, T. A. G. Characteristic drying curves for cellulosic fibres. **Chemical Engineering Journal**, v. 137, p. 677-680, 2008.
- LARRAURI, J. A.; RUPÉREZ, P.; CALIXTO, F. S. Pineapple shell as a source of dietary fiber with associated polyphenols. **Journal of agricultural and food chemistry**, v. 45, p. 4028-4031, 1997.
- LEFFLER, J. E. The enthalpy-entropy relationship and its implications for organic chemistry. **Journal of Organic Chemistry**, v. 20, p. 1202-1231, 1955.
- LEWIS, W. K. The rate of drying of solids materials. **Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, v.13, n.5, p.427-432, 1921.
- LOMBADI, R. Brasil aprimora produção de frutas cítricas. **Revista Frutas & Legumes: Ciclo de Produção**, p. 8-14, 2003.
- MEDINA, J. C. **Capítulo I: cultura. Série frutas tropicais: abacaxi**. 2ª ed. ITAL – Campinas, p. 1-132, 1987.
- MEISAMI-ASL, E.; RAFIEE, S.; KEYHANI, A.; TABATABAEEFAR, A. Drying of apple slices (var. Golab) and effect on moisture diffusivity and activation energy. **Plant Omics Journal**, v. 3 (3), p. 97-102, 2010.



- MOREIRA, R.; CHENLO, F.; TORRES, D. M.; PRIETO, D. M. Water adsorption and desorption isotherms of chestnut and wheat flours. **Industrial Crops and Products**, v. 32, p. 252-257, 2010.
- MUJUMDAR, A.S. **Handbook of industrial drying**. 2nd ed., v.1. New York: Marcel Dekker, 1995. 742 p.
- 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**, v. 19(9), p. 2175-2191, 2001.
- NIGAM, J. N. Continuous ethanol production from pineapple cannery waste using immobilized yeast cells. **Journal of Biotechnology**, v. 80, p. 189-193, 2000.
- OLIVEIRA, M. M.; CAMPOS, A. R. N; SANTOS, J. F.; OLIVEIRA, M. E. C; GOUVEIA, J. P. G.; SILVA, F. L. H. Estudo do equilíbrio higroscópico da casca de abacaxi. **Tecnologia & Ciência Agropecuária**, v. 3, n. 3, p. 63-66, 2009a.
- OLIVEIRA, M. M.; CAMPOS, A. R. N; SANTOS, J. F.; SILVA, F. L; GOUVEIA, J. P. G. Isotermas de dessecção da coroa do abacaxi. **Tecnologia & Ciência Agropecuária**, v. 3, n. 1, p. 47-52, 2009b.
- OLIVEIRA, R. A.; OLIVEIRA, W. P.; PARK, K. J. Determinação da difusividade efetiva de raiz de chicória. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.26, n.1, p. 181-189, 2006.
- ORDÓÑEZ, J. A. **Tecnologia de Alimentos**. 8ª ed. Porto Alegre: Artmed, 2005, 293 p.
- PAGE, G. **Factors influencing the maximum rates of air drying shelled corn in thin layer**. Master Thesis, Purdue University, 1949.
- PARDESHI, I. L.; ARORAB, S.; BORKERA, P. A. Thin-layer drying of green peas and selection of a suitable thin-layer drying model. **Drying technology**, v. 27, p. 288-295, 2009.
- PARK, K. J.; YADO, M. K. M.; BROD, F. P. R. Estudo de secagem da pêra bartlett (*Pyrus* sp.) em fatias. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas, v. 21, n.3, p.288-292, 2001.
- PELEG, M. Assessment of a semi-empirical four parameter general model for sigmoid moisture sorption isotherms. **Journal of Food Processing Engineering**, v. 16, p. 21-37, 1993.

- PÉREZ-ALONSO, C.; BERISTAIN, C. I.; LOBATO-CALLEROS, C.; RODRÍGUEZ-HUEZO, M. E.; VERNON-CARTER, E. J. Thermodynamic analysis of the sorption isotherms of pure and blended carbohydrate polymers. **Journal of Food Engineering**, v. 77, p. 753–760, 2006.
- REID, D. S. **Water Activity: Fundamentals and Relationships**. In: Water activity in foods. BARBOSA-CÁNOVAS, G. V.; FONTANA, A. J.; SCHMIDT, S. J.; LABUZA, T. P. 1ª Ed., Editora Blackwell Publishing Ltd: Iowa USA, 2007.
- RIZVI, S. S. H. Thermodynamic Properties of Foods in Dehydration. In: RAO, M. A.; RIZVI, S. S. H.; DATTA, A. K. (Eds.), **Engineering Properties of Foods**: 1-88. Boca Raton, FL: Taylor & Francis Group, 2005.
- ROBERTS J. S.; KIDD, D. R.; PADILLA-ZAKOUR, O. Drying kinetics of grape seeds. **Journal of Food Engineering**, v. 89, p. 460-465, 2008.
- SACILIK, K. Effect of drying methods on thin-layer drying characteristics of hull-less seed pumpkin (*Cucurbita pepo* L.). **Journal of Food Engineering**, v. 79, p. 23-30, 2007.
- SACILIK, K; ELICIN, A. K. The thin layer drying characteristics of organic apple slices. **Journal of Food Engineering**, v. 73, p. 281-289, 2006.
- SAWHNEY, I. K.; SARKAR, B. C.; PATIL, G. R. Moisture sorption characteristics of dried acid casein from buffalo skim milk, **Food Science and Technology**, v. 44, p. 502-510, 2011.
- SHERWOOD, T. K. The drying of solids II. **Industrial and Engineering Chemistry**, v.21, n.10, p.12-16 / 976-980, 1929.
- SILVA, V. M.; VIOTO, L. A. Drying of sicilian lemon residue: influence of process variables on the evaluation of the dietary fiber produced. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 30 (2), p. 421-428, 2010.
- SIMAL, S.; FEMENIA, A.; CASTELL-PALOU, A.; ROSSELLO, C. Water desorption thermodynamic properties of pineapple. **Journal of Food Engineering**, v. 80, p. 1293–1301, 2007.
- TALLA, A.; JANNOT, Y.; NKENG, G. E.; PUIGGALI, G. R. Experimental determination and modeling of sorption isotherms of tropical fruits: banana, mango, and pineapple. **Drying Technology**, v. 23, p. 1477-1498, 2005.
- TANAKA, K.; HILARY, Z. D.; ISHIZAKI, A. Investigation of the utility of pineapple juice and pineapple waste material as low-cost substrate for ethanol fermentation by

- Zymomona mobilis*. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 87, n. 5, p. 642-646, 1999.
- TELIS, V. R. N.; SOBRAL, P. J. A. Glass transitions and state diagram for freeze-dried pineapple. **Food Science and Technology**, v. 34, p. 199–205, 2001.
- TOGRUL, I. T.; PEHLIVAN, D. Modelling of thin layer drying kinetics of some fruits under open-air sun drying process. **Journal of Food Engineering**, v.65, p. 413-425, 2004.
- URIBE, E.; VEGA-GÁLVEZ, A.; SCALA, C. D.; OYANADEL, R.; TORRICO, J. S.; MIRANDA, M. Characteristics of Convective Drying of Pepino Fruit (*Solanum muricatum* Ait.): Application of Weibull Distribution. **Food Bioprocess Technol**, v. 4, p. 1349–1356, 2011.
- VEGA, A.; FITO, P.; ANDRÈS, A.; LEMUS, R. Mathematical modeling of hot-air drying kinetics of red bell pepper (var. Lamuyo). **Journal of Food Engineering**, v.79 (4), p.1460-1466, 2007a.
- VEGA, A; URIBE, E.; LEMUS, R.; MIRANDA, M. Hot-air drying characteristics of Aloe vera (*Aloe barbadensis* Miller) and influence of temperature on kinetic parameters. **Food Science and Technology**, v. 40, p. 1698-1707, 2007b.
- VEGA-GÁLVEZ, A; MIRANDA, M.; DÍAZ, L. P.; LOPEZ, L.; RODRIGUEZ, K.; SCALA, C. D. Effective moisture diffusivity determination and mathematical modelling of the drying curves of the olive-waste cake. **Bioresource Technology**, v. 101, p. 7265-7270, 2010.
- VIJAYARAJ, B.; SARAVANAN, R.; RENGANARAYANAN, S. Studies on thin layer drying of bagasse. **International journal of energy research**, v. 31, p. 422–437, 2007.
- WAUGHON, T. G. M.; PENA, R. S. Modelagem da secagem em camada delgada da fibra residual do abacaxi. **B.Ceppa**, v. 26, n. 2, p. 297-306, 2008.
- YOUNG, J. F. Humidity control in the laboratory using salt solutions: A review. **Journal of Applied Chemistry**, v.17, n.9, p.241-245, 1967.

**APÊNDICE I**  
**Tabelas dos dados de secagem**

Tabela AI.1. Valores da razão de umidade da casca de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 1 m/s

Tempo (s)	Razão de umidade (Y)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
0	1,000	1,000	1,000	1,000
300	0,867	0,890	0,920	0,955
600	0,785	0,834	0,867	0,908
900	0,714	0,789	0,821	0,881
1200	0,672	0,750	0,777	0,854
1500	0,624	0,707	0,736	0,818
1800	0,581	0,668	0,708	0,794
2400	0,519	0,605	0,641	0,747
3000	0,466	0,564	0,589	0,706
3600	0,418	0,522	0,557	0,665
4200	0,366	0,478	0,516	0,637
4800	0,342	0,436	0,483	0,608
5400	0,317	0,408	0,459	0,588
6000	0,289	0,382	0,430	0,565
6600	0,265	0,353	0,406	0,540
7200	0,246	0,333	0,385	0,521
9000	0,196	0,267	0,324	0,468
10800	0,134	0,230	0,280	0,420
12600	0,096	0,182	0,242	0,378
14400	0,076	0,153	0,211	0,340
16200	0,062	0,125	0,191	0,305
18000	0,048	0,102	0,162	0,280
19800	0,037	0,085	0,137	0,253
21600	0,031	0,070	0,125	0,230
25200	0,021	0,045	0,096	0,194
28800	0,013	0,026	0,079	0,158
32400	0,008	0,019	0,062	0,130
36000	0,005	0,006	0,050	0,108
39600		0,001	0,042	0,082
43200				0,068
46800				0,052
50400				0,036
54000				0,025

Tabela AI.2. Valores da razão de umidade da casca de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 2 m/s.

Tempo (s)	Razão de umidade (Y)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
0	1,000	1,000	1,000	1,000
300	0,849	0,910	0,905	0,940
600	0,768	0,819	0,847	0,887
900	0,708	0,778	0,804	0,850
1200	0,655	0,733	0,765	0,813
1500	0,619	0,701	0,730	0,779
1800	0,583	0,664	0,693	0,746
2400	0,517	0,600	0,653	0,704
3000	0,463	0,541	0,588	0,666
3600	0,412	0,506	0,551	0,629
4200	0,374	0,462	0,522	0,592
4800	0,341	0,424	0,484	0,564
5400	0,309	0,386	0,456	0,535
6000	0,286	0,364	0,431	0,509
6600	0,261	0,338	0,401	0,486
7200	0,240	0,314	0,376	0,464
9000	0,186	0,243	0,309	0,368
10800	0,153	0,192	0,265	0,318
12600	0,116	0,150	0,222	0,267
14400	0,095	0,125	0,190	0,227
16200	0,075	0,100	0,161	0,194
18000	0,060	0,082	0,140	0,169
19800	0,052	0,066	0,121	0,132
21600	0,044	0,053	0,103	0,118
25200	0,036	0,033	0,075	0,077
28800	0,028	0,017	0,055	0,049
32400	0,027	0,006	0,042	0,025
36000			0,034	0,008
39600			0,024	0,001
43200			0,017	0,000

Tabela AI.3. Valores da razão de umidade da casca de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 3 m/s.

Tempo (s)	Razão de umidade (Y)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
0	1,000	1,000	1,000	1,000
300	0,831	0,896	0,865	0,903
600	0,779	0,823	0,807	0,850
900	0,717	0,774	0,762	0,805
1200	0,661	0,737	0,730	0,769
1500	0,612	0,701	0,714	0,734
1800	0,578	0,662	0,689	0,711
2400	0,501	0,598	0,647	0,674
3000	0,447	0,547	0,607	0,628
3600	0,393	0,504	0,573	0,590
4200	0,352	0,472	0,537	0,566
4800	0,308	0,433	0,509	0,541
5400	0,272	0,400	0,484	0,508
6000	0,244	0,374	0,463	0,490
6600	0,212	0,348	0,442	0,468
7200	0,189	0,331	0,421	0,439
9000	0,129	0,275	0,363	0,395
10800	0,082	0,225	0,323	0,336
12600	0,047	0,200	0,287	0,300
14400	0,029	0,164	0,256	0,266
16200	0,014	0,133	0,226	0,241
18000	0,001	0,105	0,205	0,218
19800		0,085	0,184	0,198
21600		0,067	0,163	0,174
25200		0,046	0,134	0,142
28800		0,034	0,110	0,109
32400		0,023	0,089	0,086
36000		0,014	0,072	0,067
39600		0,006	0,058	0,038
43200			0,048	0,031
46800				0,020
50400				0,011

Tabela AI.4. Valores da razão de umidade do cilindro central de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 1 m/s

Tempo (s)	Razão de umidade (Y)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
0	1,000	1,000	1,000	1,000
300	0,922	0,923	0,942	0,956
600	0,840	0,866	0,892	0,924
900	0,778	0,803	0,842	0,890
1200	0,711	0,763	0,795	0,861
1500	0,665	0,715	0,757	0,828
1800	0,618	0,675	0,725	0,796
2400	0,536	0,596	0,660	0,743
3000	0,455	0,536	0,606	0,679
3600	0,398	0,471	0,552	0,649
4200	0,347	0,416	0,514	0,614
4800	0,293	0,368	0,477	0,574
5400	0,259	0,334	0,438	0,538
6000	0,229	0,300	0,409	0,508
6600	0,194	0,270	0,380	0,481
7200	0,163	0,241	0,352	0,451
9000	0,106	0,168	0,273	0,378
10800	0,063	0,115	0,206	0,310
12600	0,034	0,075	0,151	0,255
14400	0,025	0,051	0,121	0,208
16200	0,016	0,036	0,084	0,168
18000		0,024	0,064	0,139
19800		0,017	0,047	0,108
21600		0,012	0,032	0,078
25200		0,006	0,018	0,057
28800		0,003	0,009	0,037
32400		0,002	0,005	0,022
36000				0,015



Tabela AI.5. Valores da razão de umidade do cilindro central de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 2 m/s.

Tempo (s)	Razão de umidade (Y)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
0	1,000	1,000	1,000	1,000
300	0,910	0,925	0,945	0,953
600	0,821	0,840	0,880	0,910
900	0,700	0,790	0,822	0,885
1200	0,674	0,741	0,775	0,845
1500	0,624	0,698	0,723	0,849
1800	0,577	0,656	0,687	0,779
2400	0,488	0,583	0,626	0,718
3000	0,407	0,535	0,575	0,673
3600	0,345	0,480	0,519	0,628
4200	0,289	0,441	0,473	0,586
4800	0,247	0,401	0,443	0,545
5400	0,207	0,367	0,410	0,507
6000	0,158	0,330	0,376	0,481
6600	0,133	0,301	0,348	0,440
7200	0,106	0,270	0,320	0,416
9000	0,059	0,204	0,251	0,345
10800	0,026	0,139	0,195	0,282
12600	0,012	0,102	0,151	0,222
14400	0,004	0,071	0,112	0,173
16200	0,001	0,051	0,086	0,142
18000		0,034	0,069	0,112
19800		0,024	0,051	0,083
21600		0,016	0,041	0,069
25200		0,005	0,027	0,041
28800			0,017	0,024
32400			0,013	0,013
36000				0,007

Tabela AI.6. Valores da razão de umidade do cilindro central de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 3 m/s.

Tempo (s)	Razão de umidade (Y)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
0	1,000	1,000	1,000	1,000
300	0,873	0,903	0,924	0,938
600	0,766	0,808	0,861	0,888
900	0,694	0,761	0,808	0,850
1200	0,624	0,704	0,762	0,813
1500	0,564	0,665	0,706	0,778
1800	0,518	0,620	0,668	0,738
2400	0,363	0,565	0,606	0,681
3000	0,300	0,499	0,552	0,633
3600	0,244	0,450	0,499	0,587
4200	0,207	0,399	0,453	0,542
4800	0,158	0,354	0,409	0,508
5400	0,133	0,314	0,375	0,473
6000	0,106	0,283	0,340	0,447
6600		0,240	0,308	0,419
7200	0,075	0,196	0,280	0,395
9000	0,043	0,152	0,215	0,327
10800	0,021	0,108	0,163	0,265
12600	0,008	0,072	0,126	0,199
14400	0,004	0,047	0,098	0,161
16200	0,001	0,031	0,080	0,128
18000		0,018	0,064	0,095
19800		0,009	0,043	0,078
21600		0,002	0,034	0,053
25200			0,024	0,028
28800			0,017	0,013
32400			0,013	0,001

**APÊNDICE II**  
**Taxas de secagem**

Tabela AII.1. Valores da taxa de secagem da casca de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 1 m/s.

Tempo (s)	Taxa de secagem (kg/kg·s)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
300	0,00174	0,00144	0,00118	0,00071
600	0,00141	0,00109	0,00098	0,00072
900	0,00101	0,00067	0,00073	0,00058
1200	0,00074	0,00055	0,00067	0,00042
1500	0,00060	0,00054	0,00063	0,00049
1800	0,00060	0,00054	0,00051	0,00048
2400	0,00048	0,00046	0,00045	0,00037
3000	0,00038	0,00034	0,00044	0,00034
3600	0,00033	0,00027	0,00031	0,00032
4200	0,00033	0,00028	0,00027	0,00027
4800	0,00025	0,00028	0,00027	0,00022
5400	0,00016	0,00023	0,00021	0,00019
6000	0,00017	0,00018	0,00019	0,00017
6600	0,00017	0,00018	0,00020	0,00019
7200	0,00014	0,00016	0,00017	0,00017
9000	0,00012	0,00014	0,00015	0,00014
10800	0,00012	0,00011	0,00013	0,00013
12600	0,00011	0,00009	0,00010	0,00012
14400	0,00006	0,00009	0,00008	0,00010
16200	0,00004	0,00006	0,00006	0,00009
18000	0,00003	0,00006	0,00006	0,00008
19800	0,00003	0,00004	0,00007	0,00007
21600	0,00002	0,00004	0,00005	0,00006
25200	0,00001	0,00003	0,00003	0,00005
28800	0,00001	0,00002	0,00003	0,00005
32400	0,00001	0,00001	0,00002	0,00004
36000		0,00001	0,00002	0,00003
39600		0,00001	0,00001	0,00003
43200		0,00001	0,00001	0,00003
46800				0,00002
50400				0,00002
54000				0,00002

Tabela AII.2. Valores da taxa de secagem da casca de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 2 m/s.

Tempo (s)	Taxa de secagem (kg/kg·s)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
300	0,00155	0,00125	0,00149	0,00069
600	0,00119	0,00126	0,00120	0,00065
900	0,00072	0,00092	0,00080	0,00052
1200	0,00058	0,00060	0,00064	0,00042
1500	0,00046	0,00054	0,00058	0,00041
1800	0,00037	0,00048	0,00057	0,00039
2400	0,00035	0,00048	0,00045	0,00031
3000	0,00031	0,00043	0,00041	0,00023
3600	0,00027	0,00033	0,00040	0,00022
4200	0,00023	0,00027	0,00026	0,00021
4800	0,00018	0,00028	0,00027	0,00019
5400	0,00017	0,00026	0,00026	0,00016
6000	0,00014	0,00021	0,00021	0,00016
6600	0,00012	0,00017	0,00022	0,00014
7200	0,00012	0,00017	0,00022	0,00013
9000	0,00010	0,00017	0,00019	0,00015
10800	0,00007	0,00014	0,00015	0,00014
12600	0,00006	0,00011	0,00011	0,00010
14400	0,00005	0,00008	0,00010	0,00009
16200	0,00003	0,00006	0,00008	0,00007
18000	0,00003	0,00005	0,00007	0,00006
19800	0,00002	0,00004	0,00005	0,00006
21600	0,00001	0,00003	0,00005	0,00005
25200	0,00001	0,00003	0,00004	0,00003
28800	0,00001	0,00002	0,00003	0,00003
32400		0,00002	0,00002	0,00002
36000		0,00001	0,00001	0,00002
39600		0,00001	0,00001	0,00002
43200			0,00001	0,00001

Tabela AII.3. Valores da taxa de secagem da casca de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 3 m/s.

Tempo (s)	Taxa de secagem (kg/kg·s)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
300	0,00206	0,00139	0,00157	0,00107
600	0,00135	0,00118	0,00112	0,00083
900	0,00069	0,00081	0,00060	0,00054
1200	0,00072	0,00058	0,00045	0,00045
1500	0,00064	0,00049	0,00028	0,00039
1800	0,00051	0,00050	0,00024	0,00032
2400	0,00044	0,00048	0,00027	0,00023
3000	0,00040	0,00038	0,00024	0,00023
3600	0,00033	0,00032	0,00022	0,00023
4200	0,00029	0,00025	0,00020	0,00017
4800	0,00026	0,00024	0,00019	0,00013
5400	0,00025	0,00024	0,00016	0,00016
6000	0,00020	0,00020	0,00013	0,00014
6600	0,00018	0,00017	0,00012	0,00011
7200	0,00017	0,00014	0,00012	0,00014
9000	0,00013	0,00012	0,00012	0,00012
10800	0,00011	0,00012	0,00009	0,00009
12600	0,00008	0,00008	0,00007	0,00009
14400	0,00005	0,00007	0,00007	0,00006
16200	0,00003	0,00007	0,00006	0,00005
18000	0,00003	0,00007	0,00005	0,00004
19800	0,00002	0,00005	0,00004	0,00004
21600	0,00002	0,00004	0,00004	0,00004
25200		0,00003	0,00003	0,00004
28800		0,00002	0,00003	0,00003
32400		0,00001	0,00002	0,00003
36000		0,00001	0,00002	0,00002
39600		0,00001	0,00001	0,00002
43200		0,00001	0,00001	0,00002
46800			0,00001	0,00001
50400				0,00001

Tabela AII.4. Valores da taxa de secagem do cilindro central de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 1 m/s.

Tempo (s)	Taxa de secagem (kg/kg s)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
300	0,00280	0,00310	0,00214	0,00188
600	0,00256	0,00270	0,00200	0,00164
900	0,00228	0,00242	0,00186	0,00143
1200	0,00216	0,00208	0,00180	0,00135
1500	0,00173	0,00178	0,00157	0,00134
1800	0,00153	0,00177	0,00132	0,00140
2400	0,00146	0,00161	0,00121	0,00126
3000	0,00127	0,00140	0,00110	0,00126
3600	0,00115	0,00126	0,00100	0,00101
4200	0,00090	0,00121	0,00085	0,00071
4800	0,00096	0,00104	0,00070	0,00082
5400	0,00078	0,00083	0,00071	0,00082
6000	0,00050	0,00069	0,00063	0,00071
6600	0,00051	0,00064	0,00054	0,00062
7200	0,00048	0,00059	0,00053	0,00061
9000	0,00044	0,00054	0,00051	0,00059
10800	0,00037	0,00042	0,00045	0,00051
12600	0,00024	0,00031	0,00038	0,00044
14400	0,00014	0,00022	0,00026	0,00037
16200	0,00011	0,00013	0,00021	0,00031
18000	0,00007	0,00009	0,00018	0,00025
19800	0,00006	0,00007	0,00012	0,00022
21600	0,00005	0,00004	0,00010	0,00022
25200	0,00003	0,00003	0,00007	0,00015
28800	0,00002	0,00002	0,00004	0,00007
32400	0,00001	0,00001	0,00002	0,00006
36000	0,00001	0,00001	0,00001	0,00004
39600	0,00001	0,00001	0,00002	0,00002
43200				0,00002

Tabela AII.5. Valores da taxa de secagem do cilindro central de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 2 m/s.

Tempo (s)	Taxa de secagem (kg/kg s)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
300	0,00196	0,00160	0,00111	0,00099
600	0,00195	0,00149	0,00122	0,00094
900	0,00228	0,00122	0,00125	0,00072
1200	0,00160	0,00104	0,00106	0,00069
1500	0,00083	0,00098	0,00099	0,00037
1800	0,00105	0,00090	0,00089	0,00069
2400	0,00100	0,00083	0,00068	0,00106
3000	0,00092	0,00064	0,00057	0,00056
3600	0,00078	0,00055	0,00054	0,00047
4200	0,00064	0,00050	0,00052	0,00045
4800	0,00053	0,00042	0,00039	0,00044
5400	0,00045	0,00040	0,00032	0,00041
6000	0,00048	0,00035	0,00034	0,00034
6600	0,00040	0,00032	0,00031	0,00035
7200	0,00029	0,00032	0,00029	0,00034
9000	0,00023	0,00028	0,00026	0,00025
10800	0,00015	0,00023	0,00021	0,00024
12600	0,00009	0,00018	0,00017	0,00022
14400	0,00004	0,00012	0,00014	0,00019
16200	0,00002	0,00009	0,00011	0,00014
18000	0,00001	0,00007	0,00007	0,00011
19800		0,00005	0,00006	0,00010
21600		0,00003	0,00005	0,00007
25200		0,00002	0,00003	0,00005
28800		0,00002	0,00002	0,00004
32400		0,00001	0,00001	0,00002
36000		0,00001	0,00001	0,00002
39600				0,00001
43200				0,00001



Tabela AII.6. Valores da taxa de secagem do cilindro central de abacaxi obtidos dos experimentos realizados sob velocidade de ar de 3 m/s.

Tempo (s)	Taxa de secagem (kg/kg s)			
	70°C	60°C	50°C	40°C
300	0,00270	0,00190	0,00172	0,00117
600	0,00248	0,00205	0,00149	0,00105
900	0,00189	0,00165	0,00117	0,00083
1200	0,00150	0,00121	0,00100	0,00070
1500	0,00138	0,00112	0,00102	0,00068
1800	0,00113	0,00097	0,00094	0,00071
2400	0,00131	0,00084	0,00069	0,00064
3000	0,00116	0,00071	0,00058	0,00049
3600	0,00063	0,00067	0,00054	0,00044
4200	0,00053	0,00055	0,00049	0,00043
4800	0,00034	0,00053	0,00045	0,00037
5400	0,00022	0,00049	0,00040	0,00032
6000	0,00022	0,00041	0,00035	0,00029
6600	0,00024	0,00043	0,00033	0,00026
7200	0,00025	0,00050	0,00030	0,00025
9000	0,00021	0,00034	0,00025	0,00022
10800	0,00012	0,00017	0,00020	0,00020
12600	0,00006	0,00015	0,00015	0,00020
14400	0,00005	0,00012	0,00011	0,00016
16200	0,00002	0,00008	0,00008	0,00011
18000		0,00006	0,00006	0,00010
19800		0,00004	0,00005	0,00008
21600		0,00003	0,00003	0,00007
25200		0,00002	0,00002	0,00006
28800		0,00001	0,00001	0,00003
32400		0,00001	0,00001	0,00002
36000			0,00001	0,00002
39600				0,00001