

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

SECAGEM DE RESÍDUOS CÍTRICOS EM SECADOR ROTATIVO

HUGO PERAZZINI

SÃO CARLOS – SP

2011

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

SECAGEM DE RESÍDUOS CÍTRICOS EM SECADOR ROTATIVO

Hugo Perazzini

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Química, área de concentração em Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

Orientador: Prof. Dr. José Teixeira Freire

São Carlos – SP

2011

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da
Biblioteca Comunitária da UFSCar**

P427sr

Perazzini, Hugo.

Secagem de resíduos cítricos em secador rotativo / Hugo Perazzini. -- São Carlos : UFSCar, 2011.
86 f.

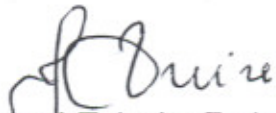
Dissertação (Mestrado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2011.

1. Engenharia química. 2. Resíduos industriais. 3. Massa -
transferencia. 4. Calor - transmissão. 5. Modelagem. I.
Título.


CDD: 660 (20^a)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE HUGO PERAZZINI APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 03 DE MARÇO DE 2011.

BANCA EXAMINADORA:



José Teixeira Freire
Orientador, UFSCar



Wanderley Pereira de Oliveira
USP



Fábio Bentes Freire
UFSCar

Dedico este trabalho aos meus pais, Dulce e Josemar Perazzini, os maiores exemplos de minha vida.

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais pelo amor e pela orientação que me proporcionaram ao longo de toda a minha vida. Eles são a minha verdadeira fonte de inspiração.

À minha irmã Romina e à minha tia Florina pelo apoio, carinho e pelo papel fundamental na minha formação.

À minha amada, Maisa, pelo incentivo, carinho, companheirismo e, sobretudo, por compreender a minha inevitável ausência durante o desenvolvimento deste trabalho.

Ao meu orientador, professor José Teixeira Freire, pela oportunidade, amizade, exemplo, orientação e, principalmente, pela confiança depositada em minha pessoa.

Ao professor Fábio Bentes Freire pela amizade e decisiva colaboração na parte computacional deste trabalho.

Aos demais professores da área de Sistemas Particulados, Ana Maria da Silveira, Dermeval José Mazzini Sartori, Maria do Carmo Ferreira e Ronaldo Guimarães Corrêa, pelos incentivos e pelas contribuições dadas para o desenvolvimento do trabalho.

Ao professor Marcelo Guilherme Guida Mazza, que me ensinou os primeiros passos da pesquisa científica e que teve participação fundamental na minha formação acadêmica e profissional. Seu exemplo, estímulo e orientação na minha graduação me ajudaram nesta caminhada.

Ao professor e amigo Robson Costa de Sousa pela inestimável ajuda e pela acolhida desde o primeiro momento no qual cheguei a São Carlos.

Aos meus colegas do Centro de Secagem e do Departamento de Engenharia Química da UFSCar pelo companheirismo e pelos momentos de descontração.

À Empresa Hildebrand Alimentos, por gentilmente me fornecer os materiais necessários para a realização do trabalho experimental.

Ao CNPq pelo auxílio financeiro (Processo nº 130806/2009-9).

Finalmente, agradeço muito a Deus por tudo o que me concedeu no âmbito familiar e acadêmico.

RESUMO

No presente trabalho, os fenômenos de transferência de calor e massa existentes no processo de secagem de resíduos cítricos foram estudados experimentalmente em um secador rotativo semi-piloto de contato direto e fluxos concorrentes, operando com alimentação contínua de sólidos.

Os experimentos de secagem consistiram na obtenção de dados de umidade e temperatura em função do tempo para as fases sólida e fluida, avaliando a influência das principais variáveis operacionais de processo. A caracterização do material foi estudada em relação às massas específicas aparente e real, porosidade, calor específico e grau higroscópico. Este último, determinado através de condições de equilíbrio termodinâmico e pela cinética de secagem do resíduo em secador de leito fixo e camada delgada.

Paralelamente, foi desenvolvido um modelo matemático dinâmico de parâmetros concentrados a duas fases, baseado em balanços macroscópicos de massa e energia para o sólido e para o ar de secagem. O sistema algébrico-diferencial foi resolvido numericamente por uma rotina computacional desenvolvida em linguagem MatLab®, onde o processo de secagem era simulado considerando a distribuição de tempos de residência das partículas no interior do secador. A comparação entre resultados preditos e observados mostrou que o modelo matemático proposto necessita de aprimoramento, mas permite uma análise preliminar qualitativa da operação de secagem.

ABSTRACT

In this present work, an experimental study about simultaneous heat and mass transfer phenomena was carried out during the drying process of citric solid waste in a direct-heat contact semi-pilot rotary dryer, operating with continuous feed of solids.

The drying experiments consisted of obtaining humidity and temperature data as function of time for the solid and gaseous phases, evaluating the influence of the operational variables of the process. The material characterization was studied in relation to the apparent and real specific masses, porosity, specific heat and hygroscopicity. The last one was determined by thermodynamic equilibrium conditions and by the thin-layer drying kinetics of the solid waste in a fixed bed dryer.

In parallel, a two-phase mathematical model of lumped parameters was developed based on macroscopic balances of mass and energy for the solid and for the drying air. The differential algebraic system was solved numerically using a computer routine developed in MatLab®, where the drying process was simulated taking into consideration the particle residence time distribution inside the dryer. The comparison between the predicted and observed results showed that the model needs some improvement, but permits a preliminary qualitative analysis of the drying process.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Constituintes do cítrico (adaptado de SILVA, 2007)	3
Figura 2.2: Curva experimental de cinética de secagem	5
Figura 2.3: Curva experimental de taxa de secagem	5
Figura 2.4: Secador rotativo de contato direto convencional (McCORMICK, 1983)	9
Figura 2.5: Cascadeamento de sólidos (REVOL <i>et al.</i> , 2001)	9
Figura 2.6: Curva de distribuição de tempo de residência obtida por SHEEHAN <i>et al.</i> (2005)	13
Figura 2.7: Representação esquemática dos modelos propostos por DUCHESNE <i>et al.</i> (1996)	14
Figura 3.1: Resíduo sólido cítrico	24
Figura 3.2: Sistemas que constituem o secador rotativo	25
Figura 3.3: Equipamento experimental	25
Figura 3.4: Suspensor de três segmentos	27
Figura 3.5: Detalhe da sonda utilizada para as medidas axiais de temperatura	27
Figura 3.6: Secador de leito fixo e camada delgada	30
Figura 3.7: Esquema do método gravimétrico	31
Figura 4.1: Calor específico em função da temperatura	38
Figura 4.2: Cinética de secagem em leito fixo: (a) $v_g = 1$ m/s; (b) $v_g = 2$ m/s; (c) $v_g = 3$ m/s e (d) $v_g = 4$ m/s	39
Figura 4.3: Cinética de secagem em leito fixo: (a) $T_g = 110^\circ\text{C}$; (b) $T_g = 130^\circ\text{C}$; (c) $T_g = 150^\circ\text{C}$ e (d) $T_g = 170^\circ\text{C}$	40
Figura 4.4: (a) Curvas de secagem ajustadas pelo modelo difusivo ($v_g = 3$ m/s) e (b) Curvas de secagem ajustadas pelo modelo difusivo ($T_g = 130^\circ\text{C}$)	41
Figura 4.5: Difusividade efetiva em função da temperatura para diferentes velocidades do ar	42

Figura 4.6: Difusividade efetiva em função da velocidade para diferentes temperaturas do ar	42
Figura 4.7: Constante de secagem em função da temperatura para diferentes velocidades do ar	46
Figura 4.8: Constante k_0 em função da velocidade do fluido ($R^2=0,966$)	46
Figura 4.9: Constante E_a em função da velocidade do fluido ($R^2=0,833$)	46
Figura 4.10: Comparação entre dados preditos e observados de umidade de equilíbrio	48
Figura 4.11: Dados experimentais e preditos de umidade de equilíbrio pela isoterma de Halsey	48
Figura 4.12: Curvas de distribuição de tempos de residência: (a) $v_g = 1$ m/s e (b) $v_g = 2$ m/s	49
Figura 4.13: Histograma da função distribuição em função do tempo ($\dot{m}_s = 0,4$ kg/min) ..	50
Figura 4.14: Curvas preditas e observadas de DTR para $v_g = 1$ m/s e $\dot{m}_s = 0,2$ kg/min	51
Figura 4.15: Curvas preditas e observadas de DTR para $v_g = 1$ m/s e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min	51
Figura 4.16: Curvas preditas e observadas de DTR para $v_g = 1$ m/s e $\dot{m}_s = 0,6$ kg/min	51
Figura 4.17: Temperatura do sólido em função do tempo para diferentes temperaturas de entrada de ar	53
Figura 4.18: Temperatura das fases em função do tempo ($v_g = 2$ m/s, $T_g = 145^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min)	54
Figura 4.19: Temperatura do sólido em função do tempo ($T_g = 145^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min)	54
Figura 4.20: Temperatura do sólido em função do tempo ($T_g = 145^\circ\text{C}$ e $v_g = 2$ m/s)	55
Figura 4.21: Temperatura do ar de secagem em função do tempo ($T_g = 145^\circ\text{C}$ e $v_g = 2$ m/s)	55
Figura 4.22: Temperatura do ar de secagem em função do tempo ($v_g = 2$ m/s e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min)	56

Figura 4.23: Temperatura do ar de secagem em função do tempo ($T_g = 155^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min)	56
Figura 4.24: Temperatura da parede do secador em função do tempo ($T_g = 155^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min)	57
Figura 4.25: Umidade relativa do ar de secagem em função do tempo ($T_g = 155^\circ\text{C}$ e $v_g = 2$ m/s)	57
Figura 4.26: Saturação da fase gasosa em função do tempo ($v_g = 2$ m/s e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min)	57
Figura 4.27: Umidade do sólido em função do tempo ($T_g = 155^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,2$ kg/min)	59
Figura 4.28: Umidade do sólido em função do tempo ($v_g = 2$ m/s e $\dot{m}_s = 0,2$ kg/min)	60
Figura 4.29: Umidade do sólido em função do tempo ($v_g = 2$ m/s e $T_g = 155^\circ\text{C}$)	60
Figura 4.30: Representação esquemática do modelo de parâmetros concentrados	63
Figura 4.31: Esquema do volume de controle do secador operando com fluxos concorrentes	64
Figura 4.32: Resultados simulados de secagem: (a) Umidade do sólido; (b) Umidade do gás; (c) Temperatura do sólido e (d) Temperatura do ar	69
Figura 4.33: Comparação entre resultados preditos e observados: (a) Umidade do sólido; (b) Umidade do gás; (c) Temperatura do sólido e (d) Temperatura do ar	70
Figura 4.34: Comparação entre resultados preditos e observados de umidade do sólido para variações no coeficiente global de transferência de massa	71
Figura 4.35: Comparação entre resultados preditos e observados de umidade do ar para variações no coeficiente global de transferência de massa	71
Figura 4.36: Comparação entre resultados preditos e observados de temperatura do sólido para variações no coeficiente global de transferência de calor	71
Figura 4.37: Comparação entre resultados preditos e observados de temperatura do ar para variações no coeficiente global de troca térmica parede-ambiente	71

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1:	Valores de umidade relativa para $T = 60^{\circ}\text{C}$	31
Tabela 3.2:	Condições experimentais para o tempo de residência	32
Tabela 3.3:	Condições operacionais para a secagem em secador rotativo	33
Tabela 3.4:	Desvio de medidas	36
Tabela 4.1:	Valores de massa específica aparente para amostras do resíduo	37
Tabela 4.2:	Valores de massa específica real para amostras do resíduo	37
Tabela 4.3:	Valores de porosidade para amostras do resíduo	38
Tabela 4.4:	Resultados estatísticos da estimação por mínimos quadrados para o modelo difusivo	41
Tabela 4.5:	Modelos de cinética de secagem para materiais biológicos (BARROZO, 1995)	42
Tabela 4.6:	Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Lewis	43
Tabela 4.7:	Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Brooker	43
Tabela 4.8:	Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Page	44
Tabela 4.9:	Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Overhults	44
Tabela 4.10:	Valores estimados dos parâmetros presentes nas Equações 4.4 e 4.5	46
Tabela 4.11:	Modelos para umidade de equilíbrio	47
Tabela 4.12:	Discriminação estatística das equações para isoterms de equilíbrio	48
Tabela 4.13:	Resultados da distribuição de tempos de residência	52
Tabela 4.14:	Resultados estatísticos da estimação de parâmetros por mínimos quadrados (7° experimento)	61

Tabela 4.15: Resultados estatísticos da estimação de parâmetros por mínimos quadrados (8° experimento)	62
Tabela 4.16: Resultados estatísticos da estimação de parâmetros por mínimos quadrados (9° experimento)	62

NOMENCLATURA

Símbolos

A	área da câmara de secagem [L^2]
C_p	calor específico [$L^2T^{-3}\theta^{-1}$]
d_p	diâmetro da partícula [L]
D	diâmetro do secador [L]
D_0	parâmetro da correlação de Arrhenius [L^2T^{-1}]
D_{ef}	difusividade efetiva [L^2T^{-1}]
E	função distribuição de tempos de residência [T]
E_a	energia de ativação [$ML^2T^{-2}n^{-1}$]
F	velocidade mássica de sólidos [$ML^{-2}T$]
g	aceleração gravitacional [LT^{-2}]
G	velocidade mássica de gás [$ML^{-2}T$]
k	coeficiente global de transferência de massa [T^{-1}]
k_0	parâmetro da correlação de Arrhenius [T^{-1}]
K	condutividade térmica [$ML\theta^{-3}T^{-1}$]
L	comprimento [L]
m	massa [M]
\dot{m}	vazão mássica [MT^{-1}]
N	número de suspensores [-]
P	pressão [$ML^{-1}T^{-2}$]
PM	peso molecular [-]
Q	taxa de transferência de calor [ML^2T^{-3}]
Q_p	calor perdido [ML^2T^{-3}]
R	raio [L]
\bar{R}	constante universal dos gases ideais [$ML^2T^{-2}\theta^{-1}n^{-1}$]
R_w	taxa de secagem [T^{-1}]
S	desvio padrão [-]
S^2	variância [-]
t	tempo [T]
T	temperatura [θ]

U_p	coeficiente global de transferência de calor parede-ambiente [$MT^{-2}\theta^{-1}$]
$U_{v,a}$	coeficiente volumétrico global de transferência de calor [$MT^{-3}\theta^{-1}$]
UR	umidade relativa [-]
v	velocidade [LT^{-1}]
V	volume do secador [L^3]
Y	umidade adimensional [-]
Y_s	umidade do sólido em base seca [-]
Y^*	umidade de equilíbrio em base seca [-]

Símbolos Gregos

α	ângulo de inclinação do tambor [rad.]
β	temperatura do filme [θ^{-1}]
β_1	ângulo maior da dobra do suspensor [rad.]
β_2	ângulo menor da dobra do suspensor [rad.]
ΔT_{ln}	diferença de temperatura média logarítmica [θ]
ε	porosidade [-]
Θ	tempo adimensional [-]
λ	calor latente de vaporização da água [L^2T^{-3}]
χ^2	chi-quadrado [-]
μ	viscosidade [$ML^{-1}T^{-1}$]
ρ	massa específica [ML^{-3}]
τ	tempo médio de residência [T]
Ω	velocidade de rotação [rpm]

Subscritos

0	instante inicial
a	ar ambiente
ap	aparente
g	fase gasosa
p	parede do secador
r	real

s fase sólida
t total
u úmido
v vapor
w água

Sobrescritos

E entrada
SAT saturação

Números Adimensionais

Fo número de Fourier [-]
Gr número de Grashof [-]
Nu número de Nusselt [-]
Pr número de Prandtl [-]
Ra número de Rayleigh [-]

Abreviaturas

b. s. base seca [kg água/kg sólido seco; kg água/kg ar seco]
b. u. base úmida [kg água/kg sólido úmido; kg água/kg ar úmido]
C.C condição de contorno
C.I condição inicial ($t=0$)
cte constante
DTR distribuição de tempos de residência
Exp experimental
MSE erro parcial médio
Pred predito
RMSE raiz quadrada do erro médio

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	3
2.1 Os Resíduos Cítricos Industriais	3
2.2 A Secagem em Sistemas Particulados	4
2.3 O Secador Rotativo	8
2.4 O Transporte de Sólidos	9
2.4.1 O Tempo de Residência	10
2.4.2 Caracterização da Distribuição de Tempos de Residência (DTR)	13
2.5 Os Fenômenos de Transferência de Calor e Massa	16
2.6 Modelagem e Simulação da Secagem	20
2.7 A Experiência do Centro de Secagem	23
CAPÍTULO 3 – MATERIAIS E MÉTODOS	24
3.1 Resíduo Sólido	24
3.2 Equipamento Experimental	24
3.3 Caracterização do Resíduo Sólido	27
3.3.1 Massa Específica Aparente	28
3.3.2 Massa Específica Real	28
3.3.3 Porosidade	29
3.3.4 Calor Específico	29
3.3.5 Cinética de Secagem	29
3.3.6 Equilíbrio Termodinâmico	30
3.4 Procedimento Experimental	31
3.5 Estimação de Parâmetros	33
3.6 Erro Experimental	35
CAPÍTULO 4 – APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DE RESULTADOS	37
4.1 Caracterização do Resíduo Sólido	37
4.1.1 Massa Específica Aparente e Real	37

4.1.2 Porosidade	38
4.1.3 Calor Específico	38
4.1.4 Cinética de Secagem	39
4.1.5 Isoterma de Equilíbrio	47
4.2 Caracterização da Distribuição de Tempos de Residência	48
4.3 Experimentos de Secagem	52
4.4 Modelagem Matemática	63
4.4.1 Equacionamento Matemático	64
4.4.2 Solução Numérica	68
4.4.3 Resultados Simulados	68
CAPÍTULO 5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES	72
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	75
APÊNDICE A – EQUAÇÕES AUXILIARES DO MODELO DE PARÂMETROS CONCENTRADOS	83
APÊNDICE B – RESOLUÇÃO NUMÉRICA DO SISTEMA ALGÉBRICO – DIFERENCIAL EM LINGUAGEM MATLAB®	84

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

O estudo dos fenômenos de transferência de calor e massa possui grande importância em diversos processos que ocorrem na natureza, nas atividades agrícolas e industriais, nas ciências biológicas, entre outras.

Operações unitárias que envolvem os fenômenos de transporte são muito utilizadas nos ramos da ciência e da tecnologia, e dentre as existentes, a secagem tem se destacado como uma operação de renomado interesse em diversas transformações industriais.

A investigação dos processos de secagem de resíduos orgânicos e inorgânicos de diferentes origens vem se intensificando nos últimos anos devido, principalmente, às preocupações com respeito a seu destino final e a sua correta disposição no meio ambiente. Em especial aos resíduos sólidos cítricos de origem industrial, uma vez que são caracterizados por um elevado teor de matéria orgânica e umidade inicial, a importância da aplicação desta técnica advém não somente de questões ambientais, mas também vem de encontro a interesses tecnológicos e econômicos.

O tratamento térmico dos resíduos cítricos empregando-se a operação de secagem é importante devido a inúmeros fatores. A inibição dos processos de degradação e fermentação ocasionados pelo desenvolvimento de reações bioquímicas que ocorrem na presença de umidade proporciona a estabilização e inativação microbiológica da matéria orgânica, proporcionando um armazenamento seguro em diferentes condições de estocagem. No que diz respeito às questões econômicas, a secagem favorece a redução de volume do resíduo, minimizando custos com transporte e agrega-se valor ao produto seco, o qual pode ser utilizado no tratamento de efluentes líquidos para a remoção de metais pesados, na fabricação de polpa cítrica, na agricultura como biofertilizante, na indústria como combustível para cogeração de energia e na construção civil.

Dentre os métodos de secagem, a técnica de leito móvel utilizando-se secadores rotativos vem sendo empregada para a secagem de resíduos de várias origens, principalmente, devido a sua versatilidade e flexibilidade.

O principal objetivo nos estudos de secadores rotativos consiste na determinação de grandezas físicas relativas aos fenômenos de transferência de calor e massa por meio da distribuição axial de temperatura e umidade do material particulado e do ar de secagem no interior do secador. A natureza heterogênea da mistura sólido-fluido e o grande número de variáveis envolvidas, aliadas ao movimento de rotação contínua do leito, torna-se, muitas vezes, a análise do processo de secagem e o trabalho experimental muito difícil. A complexidade torna-se maior quando empregam-se materiais particulados reais que podem apresentar formas e tamanhos irregulares, adesividade e diferentes massas específicas. Neste caso, o cascadeamento das partículas não é homogêneo e a interação gás-sólido é prejudicada. Isso explica o grande número de correlações empíricas e semi-empíricas com diversas faixas de restrições propostas pela literatura, que dificilmente se aplicam a materiais dessa natureza.

Dentro do contexto apresentado, o propósito deste trabalho é estudar os fenômenos de transferência de calor e massa que se estabelecem durante o processo de secagem de resíduos cítricos em um secador rotativo de escala semi-piloto, de escoamentos concorrentes de ar e sólidos.

Preliminarmente, foram realizados ensaios de caracterização do resíduo sólido, os quais possibilitaram a determinação de suas principais propriedades termofísicas e o conhecimento do grau higroscópico do material particulado.

Em seguida, deu-se início às experiências preliminares no secador rotativo que consistiram na caracterização do tempo de residência das partículas no interior do equipamento. Nestes estudos, os dados experimentais foram simulados pelo modelo de tanques perfeitamente agitados em série.

Posteriormente, os estudos de secagem dos resíduos cítricos realizados no secador proposto, operando com alimentação contínua através da recirculação do material particulado, forneceram curvas experimentais de umidade e temperatura em função do tempo para as fases sólida e fluida.

Finalmente, o tradicional modelo de parâmetros concentrados a duas fases que simula os dados experimentais de secagem é avaliado nas condições estudadas através da comparação entre resultados preditos e observados.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Os Resíduos Cítricos Industriais

Os cítricos estão entre as frutas mais produzidas e consumidas em todo o mundo, com uma produção anual estimada em 80 milhões de toneladas, sendo 96% de toda essa produção destinada ao seu beneficiamento (ALEXANDRINO *et al.*, 2007). Seus principais componentes são a casca, constituída pelo flavedo e pelo albedo, sementes, vesículas de suco, membrana e núcleo (Figura 2.1).

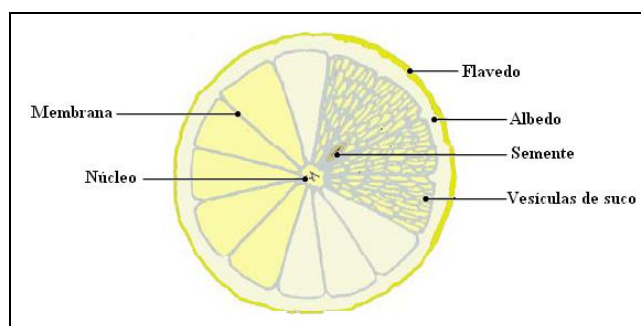


Figura 2.1: Constituintes do cítrico (adaptado de SILVA, 2007).

Durante o processamento da fruta cítrica para a fabricação de sucos, cerca de 50% do peso total da fruta é descartado, gerando uma grande quantidade de resíduo diariamente (CORAZZA *et al.*, 2001; ALEXANDRINO, 2007). O resíduo cítrico originado na etapa de extração possui aproximadamente 82% de umidade (base úmida), cuja estrutura é constituída principalmente por polímeros naturais, como celulose, hemicelulose, lignina e pectina (MARTINI, 2009). Além destes componentes majoritários, os resíduos cítricos são compostos por açúcares, óleos, vitaminas e sais minerais (LARIO *et al.*, 2004).

Os resíduos cítricos são utilizados, principalmente, na extração de óleos essenciais (SILVA, 2007) e na fabricação de ração animal (ÍTAVO *et al.*, 2000). Vários estudos também têm proposto usos alternativos para os resíduos cítricos, incluindo a obtenção de fertilizantes orgânicos (GUERRERO e BRITO, 1995), o uso como adsorvente para o tratamento de efluentes industriais (GHIMIRE *et al.*, 2003; DHAKAL *et al.*, 2005), como

combustível para co-geração de energia (TIENNE *et al.*, 2004) e, recentemente, têm sido empregados na fabricação de fibras alimentares dietéticas (WUTTIPALAKORN *et al.*, 2009).

Apesar de uma variedade de possibilidades que buscam o aproveitamento dos resíduos cítricos, o seu elevado teor de umidade prejudica o desenvolvimento de todas essas técnicas devido a sua rápida degradação, ocasionada pelo desenvolvimento de reações bioquímicas que ocorrem na presença de umidade. Tendo em vista esse problema, muitos autores propuseram a secagem dos resíduos cítricos como alternativa para a redução de umidade, cuja operação já foi realizada em ciclones (GONÇALVES, 1996), leito de jorro (SILVA, 2007), leito fixo (FIORENTIN *et al.*, 2009) e transportador pneumático (CAVICHIOLO, 2010). O progresso dessas pesquisas tornou possível a resolução do problema abordado e possibilitou um melhor entendimento da secagem de resíduos sólidos de origem orgânica.

2.2 A Secagem em Sistemas Particulados

O termo secagem, na própria concepção deste trabalho, refere-se à operação que envolve simultaneamente a transferência de calor e massa entre um material sólido úmido e o ar de secagem. Neste processo, ocorre a transferência de um líquido que está presente no sólido para uma fase gasosa não saturada.

FOUST *et al.* (1982) afirmam que durante a secagem de um sólido úmido mediante um gás a uma determinada temperatura e umidade fixas, manifesta-se sempre um tipo de comportamento, o qual é classificado em períodos (Figuras 2.2 e 2.3). O período inicial da secagem é o qual as fases envolvidas tendem a uma condição de equilíbrio entre suas temperaturas (A'-B e A-B). No primeiro caso, a fase gasosa está a uma temperatura mais baixa que a do sólido e absorve energia deste, diminuindo significativamente a taxa de secagem. No segundo caso, o sólido está a uma temperatura abaixo da temperatura de saturação adiabática do ar e a taxa de evaporação aumenta até o momento em que é atingida a condição de equilíbrio. Estabelecida essa condição, a temperatura da superfície do sólido é igual à temperatura de bulbo úmido do ar, dando início ao período à taxa de secagem constante (B-C). Uma vez que as temperaturas das fases se igualam e, permanecida a estabilidade entre ambas, a superfície do sólido é mantida saturada e o mecanismo dominante de transferência é a convecção. Assim, a taxa de secagem torna-se dependente das condições de temperatura, umidade e velocidade do ar. O período à taxa de secagem constante ocorre

somente quando a água migra do interior do material para a superfície do sólido tão rápido quanto ela é evaporada. Este período se encerra quando o sólido atinge o grau de umidade crítica (X_{CR}), onde a temperatura de sua superfície aumenta e a taxa de secagem diminui rapidamente. No período à taxa decrescente, o mecanismo controlador do processo de transferência de massa é a migração interna de umidade no interior do sólido para a sua superfície e é caracterizado pelo primeiro período (C-D) e pelo segundo período de taxa decrescente (D-E). O processo de secagem é encerrado quando é atingida a umidade de equilíbrio (X_{EQ}).

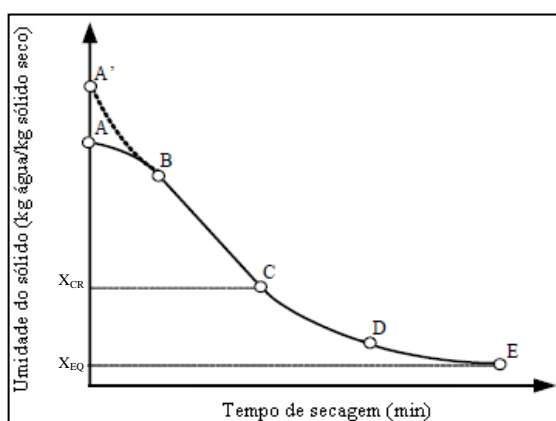


Figura 2.2: Curva experimental de cinética de secagem (FOUST *et al.*, 1982 *apud* LUZ, 2006).

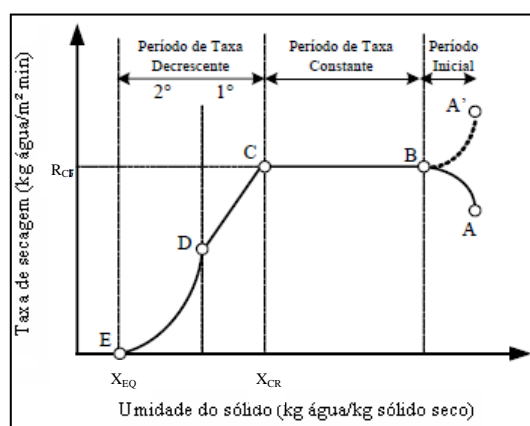


Figura 2.3: Curva experimental de taxa de secagem (FOUST *et al.*, 1982 *apud* LUZ, 2006).

A transferência de umidade no interior de sólidos pode ocorrer na forma de líquido e vapor sob a ação de diversos mecanismos de transporte. É possível citar como mais importantes os fluxos de umidade causados por difusão, capilaridade, gravidade e diferença de pressão (MAZZA, 1999). O estudo destes mecanismos é importante para tratar os fenômenos de transferência de calor e massa qualitativamente. Entretanto, a complexidade dos fenômenos envolvidos na secagem conduz os pesquisadores a propor numerosas teorias e formulações matemáticas para um correto entendimento do processo.

LUIKOV (1966) foi um dos primeiros a sugerir que a transferência de massa em meios porosos não isotérmicos deve-se não apenas ao gradiente de concentração do líquido, mas também ao gradiente de temperatura, levando-o a desenvolver um sistema de equações diferenciais parciais acopladas que traduzem a transferência simultânea de calor e massa. O modelo matemático desenvolvido tem a seguinte forma geral:

$$\frac{\partial Y_s}{\partial t} = \nabla^2 D Y_s + \nabla^2 K_1 T \quad (2.1)$$

$$\frac{\partial T_s}{\partial t} = \nabla^2 \frac{1}{\alpha} Y_s + \nabla^2 K_2 T \quad (2.2)$$

onde Y_s e T é a umidade e a temperatura do sólido, respectivamente, D é o coeficiente de difusão, α é a difusividade térmica, K_1 e K_2 são coeficientes de acoplamento resultantes dos efeitos combinados dos gradientes de umidade e temperatura e t é o tempo de secagem.

Algumas simplificações foram feitas no modelo proposto por Luikov, provavelmente pela dificuldade em se estimar os coeficientes de acoplamento e também pela não-linearidade das equações, o que dificulta a resolução analítica do problema e a validação do modelo. Assim, quando o gradiente de temperatura não é considerado e assumindo que a transferência de umidade se dá apenas pela diferença de concentração de líquido, o modelo recai na Teoria Difusional, descrita pela 2ª Lei de Fick:

$$\frac{\partial Y_s}{\partial t} = \nabla \cdot (D \nabla Y_s) \quad (2.3)$$

Em sistemas de coordenadas cartesianas (x , y e z), a equação da difusão pode ser expressada como:

$$\frac{\partial Y_s}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial Y_s}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D \frac{\partial Y_s}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(D \frac{\partial Y_s}{\partial z} \right) \quad (2.4)$$

Assumindo o sólido como uma placa plana infinita, a transferência de umidade é unidirecional e o coeficiente de difusão constante, a Equação 2.4 se reduz a:

$$\frac{\partial Y_s}{\partial t} = D \frac{\partial^2 Y_s}{\partial y^2} \quad (2.5)$$

CRANK (1975) apresentou todo o formalismo matemático para a solução analítica da equação da difusão, considerando condições iniciais e de contorno:

$$\text{C.I: } Y_s(t)|_{t=0} = Y_{s0} \quad (2.6)$$

$$\text{C.C.1: } \frac{\partial Y_s}{\partial y} = 0 \text{ em } y = 0, t > 0 \quad (2.7)$$

$$\text{C.C.2: } Y_s = Y^* \text{ em } y = L, t > 0 \quad (2.8)$$

Com as condições iniciais e condições de contorno e assumindo o coeficiente de difusão como uma difusividade efetiva (D_{ef}), têm-se o modelo difusional representado como:

$$Y = \frac{Y_s(t) - Y^*}{Y_{s0} - Y^*} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \exp\left(-\frac{(2n+1)^2 \pi^2 D_{ef} t}{4L^2}\right) \quad (2.9)$$

em que Y é a unidade adimensional, Y^* é a unidade de equilíbrio dinâmica gás-sólido, Y_{s0} é a unidade no instante inicial ($t=0$), n é o número de termos da equação e L é a espessura do material.

Além do enfoque matemático abordado, que visa um melhor entendimento da transferência simultânea de calor e massa em sistemas constituídos por partículas, a secagem é também estudada experimentalmente em diferentes equipamentos, onde métodos distintos desta operação são propostos empregando secadores de leito fixo ou móvel. Dos secadores de leito móvel, o tambor rotativo vem sendo utilizado atualmente com sucesso na secagem de lodo de esgoto (FINZER *et al.*, 2002), resíduos vegetais (IGUAZ *et al.*, 2003), resíduos da indústria de óleo de oliva (ARJONA *et al.*, 2005), resíduos sólidos municipais de origem orgânica (PINACHO *et al.*, 2006), resíduos industriais inorgânicos (XU e PANG, 2008) e resíduos de embalagens longa-vida pós-consumo (BACELOS *et al.*, 2009).

Nos trabalhos apresentados, foram obtidos bons resultados quanto à eficiência térmica e quanto às características do produto final, mostrando que o secador rotativo é um equipamento adequado para a secagem de materiais heterogêneos, o qual é utilizado como contexto para os estudos de secagem realizados neste trabalho.

2.3 O Secador Rotativo

Atualmente, tambores rotativos integram o grupo dos equipamentos mais utilizados mundialmente pelas indústrias. Têm sido empregados com sucesso por inúmeras décadas em diversas operações industriais, tais como secagem, calcinação, mistura, granulação, resfriamento e aquecimento (DING *et al.*, 2001; SONG *et al.*, 2003). Nas operações de secagem, conhecido como secador rotativo, possui vasta aplicação nas indústrias farmacêuticas, de fertilizantes, de cimento e açúcar (KELLY, 1995). Ao longo dos anos, tornou-se o secador convectivo mais utilizado na indústria química (SMITH, 1938; KROKIDA *et al.*, 2002).

A principal motivação para o uso deste tipo de secador deve-se a sua excelente adequação à secagem de materiais heterogêneos de origem orgânica e inorgânica (MERZ, 1921; IGUAZ *et al.*, 2003; ADAPA *et al.*, 2004), por favorecer uma secagem homogênea devido a um alto grau de mistura das partículas (LANGRISH *et al.*, 2002; LISBOA *et al.*, 2007), pela possibilidade de obter produtos de qualidades uniformes (SONG *et al.*, 2003) e ser de fácil *scale-up* no que diz respeito às geometrias do sistema (BACELOS *et al.*, 2009).

Devido às particularidades apresentadas, o secador rotativo é utilizado na secagem de diversos materiais, tais como: subprodutos vegetais (WOOD e SOKHANSANJ, 1990; PELEGRINA *et al.*, 1999), arroz (VARGAS *et al.*, 1997), pastas (LIMAVERDE Jr. *et al.*, 1998; PADILLA *et al.*, 2004; FREIRE *et al.*, 2009), farinha de peixe (ALVAREZ *et al.*, 1998; CANALES *et al.*, 2001), biomassa (ZABANITOU, 2000; MEZA *et al.*, 2008), pimenta (KAENSUP *et al.*, 2002; KALEEMULLAH e KAILAPPAN, 2005), compostos inorgânicos (YLINIEMI *et al.*, 2003; ARRUDA *et al.*, 2009) e folhas (PERALTA e SCHMALKO, 2007; TARHAN *et al.*, 2010).

Um secador rotativo convencional é constituído basicamente por um tambor cilíndrico munido internamente de suspensores distribuídos axialmente por toda sua extensão. O tambor é levemente inclinado com relação à horizontal e gira em baixa rotação em torno de seu eixo longitudinal (Figura 2.4). Quando sua rotação é iniciada, os sólidos são coletados pelos suspensores e transportados até uma determinada altura de onde são lançados na forma de cascata através de uma corrente de ar aquecida (Figura 2.5), sendo o movimento das partículas ao longo do tambor dependente, principalmente, das características dos suspensores que estão sendo empregados (KELLY, 1992; DRIVER *et al.*, 2003). No interior do

equipamento, uma vez que o principal transporte de calor é a convecção, considera-se que a secagem do material particulado ocorre apenas quando há o seu cascateamento (PAPADAKIS *et al.*, 1994).

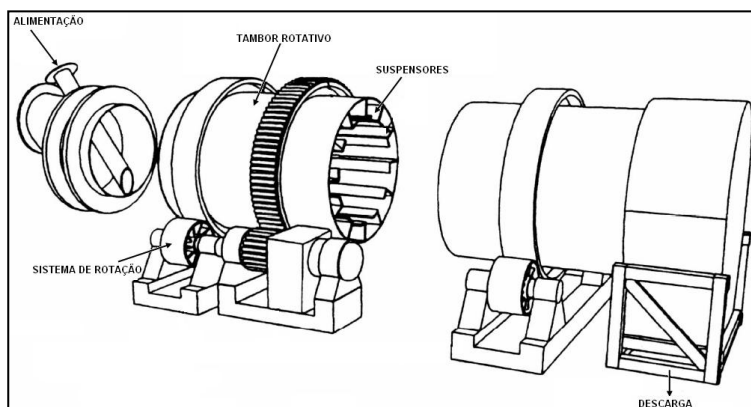


Figura 2.4: Secador rotativo de contato direto convencional (McCORMICK, 1983).

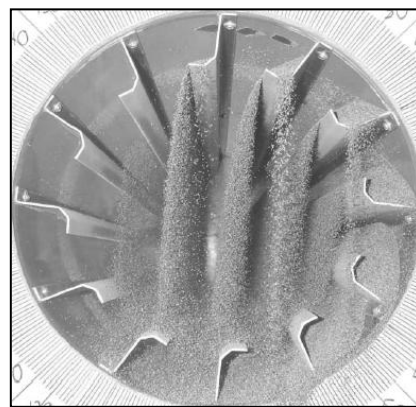


Figura 2.5: Cascateamento de sólidos (REVOL *et al.*, 2001).

Supondo que a fonte de calor seja uma corrente de ar devidamente aquecida, a energia deve ser transportada do ar para o interior do sólido ao mesmo tempo em que a umidade nele contida é removida a fim de se transferir para a corrente gasosa. Todo esse processo é realizado na medida em que as partículas são transportadas e cascateadas no interior do secador. Dessa forma, a análise do processo de secagem em secadores rotativos pode ser bem complexa e tal fato deve-se a esta operação incorporar três fenômenos de transferência que ocorrem simultaneamente: o transporte dos sólidos e as transferências de calor e massa (CAO e LANGRISH 1999; SHAHHOSSEINI *et al.*, 2000; BRITTON *et al.*, 2006).

Frente aos questionamentos a respeito dos fenômenos de transporte que se estabelecem durante a secagem neste tipo de equipamento, é apresentada a seguir uma breve descrição dos principais trabalhos da literatura que abordam o estudo destes fenômenos.

2.4 O Transporte de Sólidos

Além das características intrínsecas de promover o contato gás-sólido, o secador rotativo caracteriza-se como um transportador de partículas. O conhecimento deste transporte ao longo do equipamento possui uma análise teórica e experimental muito difícil e tal fato se

deve a uma complexa combinação de movimentos das partículas no interior do tambor associados às características do material, como densidade e geometria, por exemplo.

Na literatura, é possível verificar duas abordagens para o estudo do transporte de sólidos em secadores rotativos. Observa-se uma quantidade de trabalhos que se baseiam na formulação de correlações empíricas e semi-empíricas para a determinação do tempo de residência e na investigação experimental dos efeitos operacionais nesta variável. Em outras situações, verificam-se estudos tanto experimentais quanto numéricos que objetivam a determinação e a simulação de curvas de distribuição de tempos de residência (DTR).

2.4.1 O Tempo de Residência

O tempo de residência de materiais particulados no interior de leitos contínuos pode ser definido como o tempo médio em que todo o material alimentado leva para percorrer a extensão do leito. Pode ser influenciado pelo transporte e pelas características das partículas no interior do secador, pela quantidade e geometria dos suspensores e pelas condições operacionais. Uma revisão completa de estudos desta natureza pode ser encontrada mais detalhadamente nos trabalhos de BAKER (1983), KELLY (1995), CAO e LANGRISH (1999) e RENAUD (2000).

FRIEDMAN e MARSHALL Jr. (1949a) analisaram a retenção e o tempo de residência de vários tipos de sólidos em um secador rotativo de 1,83 m de comprimento e 0,3 m de diâmetro. Este estudo consistiu de um amplo trabalho experimental, onde a influência das principais variáveis do processo, tais como inclinação e velocidade de rotação do tambor, alimentação de sólidos e de gás e número de suspensores, foi investigada. Os autores propuseram uma correlação (Equação 2.10) para a predição do tempo de residência com base nas variáveis estudadas, sendo aplicada com frequência em muitos trabalhos da literatura.

$$\tau = \frac{10,58L}{\alpha \Omega^{0,9} D} - \left(\frac{608,3}{d_p^{0,5}} \right) \frac{L \dot{m}_g}{\dot{m}_s} \quad (2.10)$$

SAEMAN e MITCHELL Jr. (1954) desenvolveram uma correlação empírica baseada em fundamentos teóricos de transporte de partículas em secadores rotativos. Os autores

verificaram que, além da influência dos parâmetros operacionais, outros fatores como número e geometria dos suspensores e o próprio movimento intrínseco do sólido contribuem significativamente com o cascadeamento das partículas e com seu tempo de residência. A correlação proposta neste trabalho é constituída de um fator que considera o carregamento dos sólidos no interior do secador rotativo, sendo expressa por:

$$\tau = \frac{L}{f(H)D\Omega(\tan(\alpha) - kv_g)} \quad (2.11)$$

onde $f(H) = \pi$ para secadores muito carregados e 2 para secadores pouco carregados. k é um parâmetro de ajuste da equação.

KELLY e O'DONNELL (1977) estabeleceram um modelo no qual expressa o tempo de residência baseado no conceito de ciclo de cascata. O estudo baseou-se em metodologias teóricas através de balanços de força para uma partícula isolada em secadores com suspensores de distribuição angular uniforme e em experimentos envolvendo as principais variáveis do processo. Para a obtenção do tempo de residência em secadores rotativos carregados, os autores sugerem a seguinte expressão:

$$\tau = \frac{K_c L}{\frac{2D}{\pi \cos \alpha} \text{sen} \alpha - 0,0396v_g^{0,77} \left(\frac{2D}{\pi \cos \alpha} \right)^{1,36}} \left(\frac{1}{2\Omega} + \sqrt{\frac{2 \frac{2D}{\pi \cos \alpha}}{g}} \right) \quad (2.12)$$

onde K_c é um parâmetro que representa o fator cascata.

ALVAREZ e SHENE (1994) desenvolveram uma correlação empírica baseada na determinação experimental do tempo de residência de materiais particulados de origem biológica e de origem inorgânica em função de parâmetros operacionais e das propriedades físicas dos sólidos. Foi utilizado um secador rotativo de 3 m de comprimento e 0,3 m de diâmetro, operando com escoamento paralelo de gás e sólidos. Os resultados mostraram que além da influência dos parâmetros operacionais, como inclinação, velocidade de rotação e vazão de gás, o comportamento dos sólidos no interior da câmara cilíndrica é também governado por suas propriedades físicas, tais como diâmetro e densidade. Estes resultados

levaram a uma expressão empírica para o cálculo do tempo de residência no qual foi incorporada a influência de todas as variáveis citadas (Equação 2.13). Combinando os resultados observados experimentalmente de tempo de residência com os valores preditos pela correlação proposta e com modelos oriundos da literatura, uma boa concordância foi obtida.

$$\tau = \frac{7856d_p^{0,032} \rho_p^{0,956}}{\pi R^2 \Omega F (18,95\alpha + 1)} + \frac{1009d_p^{-0,065} \rho_p^{0,002}}{27,22\alpha + 1} - \frac{0,108G^{0,5}}{29,19\alpha + 1} \quad (2.13)$$

RENAUD *et al.* (2001) verificaram a influência do teor de umidade dos sólidos e da temperatura do ar de secagem no tempo médio de residência de partículas de areia em um secador rotativo semi-piloto de escoamentos concorrentes. Foi demonstrado que sob uma mesma vazão de alimentação de sólidos e de gás, o tempo de residência das partículas foi maior para aquelas com elevado teor de umidade e menores temperaturas do ar e menor para partículas com baixo grau de umidade e temperaturas mais elevadas. Os autores constataram que com a remoção da água, a dinâmica do transporte das partículas no interior do secador é maior e, com sua massa específica reduzida, o sólido torna-se mais susceptível à força de arraste que é exercida pela corrente de ar.

LANGRISH *et al.* (2002) estudaram o tempo de residência médio de três tipos de areia de diferentes diâmetros (195 μm , 1315 μm e 5040 μm) em um secador rotativo de 2,2 m de comprimento e 0,237 m de diâmetro, operando com escoamento contracorrente de ar e sólidos. Ao avaliarem a influência da velocidade do gás, os autores verificaram que o aumento desta variável ocasionou elevada retenção das partículas no interior do secador, aumentando significativamente seu tempo de residência. Nos experimentos em que não houve alimentação de fluido no interior do tambor, o tempo de residência obtido foi similar para todos os tipos de partículas estudados.

SONG *et al.* (2003) investigaram o escoamento de partículas de areia em um secador rotativo semi-piloto e verificaram que a vazão de gás e de sólido, velocidade e inclinação do secador apresentam influência significativa no tempo médio de residência das partículas. Foram comparados os valores obtidos experimentalmente com os preditos pelas principais correlações empíricas e semi-empíricas extraídas da literatura. A partir dos resultados obtidos, foi observada uma disparidade entre os valores de tempo determinados experimentalmente com os valores preditos pelos modelos, levando os autores a desenvolverem uma nova

correlação empírica, semelhante à apresentada no trabalho de FRIEDMAN E MARSHALL Jr. (1949a), apresentada pela Equação 2.14.

$$\tau = \frac{14,3L}{\alpha \Omega D} - \left(\frac{354}{d_p^{0,5}} \right) \frac{L \dot{m}_g}{\dot{m}_s} \quad (2.14)$$

2.4.2 Caracterização da Distribuição de Tempos de Residência (DTR)

Os trabalhos que dizem respeito à caracterização da distribuição de tempos de residência diferem dos anteriores, principalmente, devido a um enfoque muito mais matemático, cujo objetivo principal é a simulação de curvas experimentais de distribuição (Figura 2.6) através de modelos que incorporam balanços macroscópicos de massa e o desenvolvimento de equações algébricas que descrevem o comportamento dos sólidos no interior do secador.

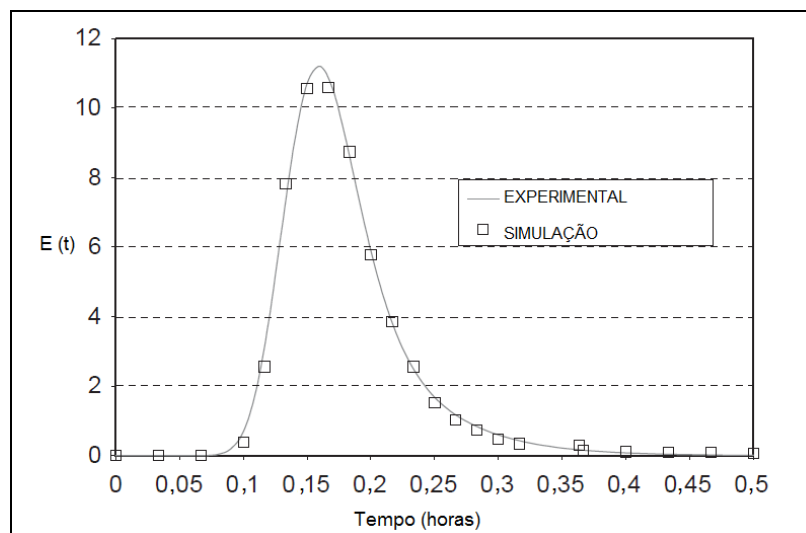


Figura 2.6: Curva de distribuição de tempo de residência obtida por SHEEHAN *et al.* (2005).

DUCHESNE *et al.* (1996) exploraram o conceito de tanques de mistura perfeita em série para descrever o comportamento de sólidos no interior de um secador rotativo industrial baseado na curva de distribuição de tempos de residência. Foram realizadas simulações utilizando dois modelos matemáticos: o modelo CST (*continuous stirred tanks in series*) e o modelo de *Cholette-Cloutier* modificado. Para ilustrar estas duas abordagens será apresentado

sucintamente cada um, enquanto que uma representação esquemática de ambos os modelos pode ser visualizada na Figura 2.7.

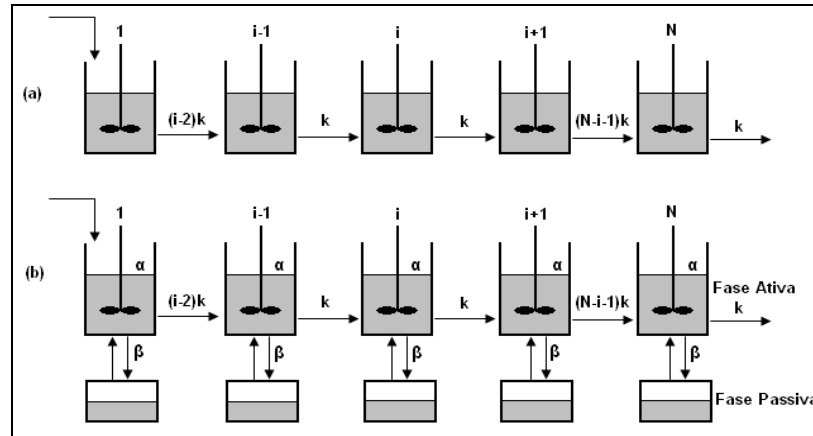


Figura 2.7: Representação esquemática dos modelos propostos por DUCHESNE *et al.* (1996):

(a) modelo CST e (b) modelo de *Cholette-Cloutier* modificado.

Em cada modelo proposto pelos autores, o secador rotativo é discretizado em n reatores de mistura perfeita dispostos em série e balanços mássicos macroscópicos para o sólido é realizado para cada um. O número de reatores necessários para obter uma simulação coerente das curvas experimentais de DTR é estimado por ambos os modelos utilizando-se como critério a minimização do quadrado dos desvios. O primeiro modelo, de natureza mais simples, possui dois parâmetros a serem estimados: o número de reatores n e o coeficiente de transporte (κ) que caracteriza a facilidade com a qual as partículas se movem através dos reatores de mistura perfeita.

No modelo de *Cholette-Cloutier* modificado, que descreve um escoamento de sólidos mais realista, foram obtidos resultados simulados com uma melhor aproximação aos dados experimentais. Neste, o volume ocupado pelos sólidos em cada reator é dividido em duas zonas que trocam massa entre si: a zona ativa, que se refere aos sólidos que estão cascadeando e a zona passiva, que representa os sólidos que estão retidos nos suspensores. Além dos parâmetros do modelo anterior, este requer a adição do parâmetro α que representa o volume total de sólidos ocupados pela zona ativa e o parâmetro β que corresponde à relação da troca mássica entre as zonas. Nas condições operacionais avaliadas pelos autores, foi estimado o número de 36 reatores de mistura perfeita para a descrição do escoamento dos sólidos no interior do secador industrial.

HATZILYBERIS e ANDROUTSOPOULOS (1999) estudaram o movimento de partículas de carvão de diferentes diâmetros em um tambor rotativo de 2,55 m de comprimento, desprovido de suspensores. Utilizaram uma alimentação de traçadores com o equipamento operando em uma ampla faixa de inclinação e velocidade de rotação. Nos experimentos, ao elevar-se a velocidade de rotação e a inclinação do tambor, houve pouca retenção de partículas no interior do leito, levando a curvas de DTR pouco pronunciadas e, conseqüentemente, com baixos valores de tempo de residência. A segregação de partículas durante seu transporte ao longo do tambor foi um fato importante observado neste trabalho, em que se obteve uma diferença média de 20% entre os valores de tempo de residência de partículas pequenas, com peso médio de 30 mg e de partículas maiores, de peso médio de 800 mg.

RENAUD *et al.* (2000) simularam o transporte de partículas inorgânicas em um secador rotativo industrial utilizando os modelos de tanques perfeitamente agitados em série apresentados por DUCHESNE *et al.* (1996), verificando a influência da vazão de sólidos e da vazão de gás na sensibilidade dos modelos. Nos experimentos, o teor inicial de umidade dos sólidos correspondia a 17% de seu peso total e eram descarregados na saída do equipamento com 8% de seu peso. Os valores preditos e os observados da função DTR apresentaram boa concordância nas condições operacionais avaliadas. O tempo médio de residência das partículas foi determinado a partir do cálculo da área sob a curva DTR experimental e comparado com os valores obtidos por correlações empíricas oriundas da literatura. Neste caso, os resultados preditos pelas correlações não foram satisfatórios, uma vez que estas não incorporam em sua estrutura a variação das propriedades do sólido influenciadas pelo seu conteúdo de umidade durante o processo de secagem.

SHEEHAN *et al.* (2005) revisaram os modelos de compartimentos apresentados em DUCHESNE *et al.* (1996) e apresentaram uma nova formulação matematicamente mais complexa, visando uma descrição do transporte de sólidos mais realista. Na nova abordagem proposta pelos autores, o transporte de sólidos no interior da câmara de secagem é descrito em função de variáveis geométricas do secador e de parâmetros operacionais, sendo o coeficiente de transporte específico para cada corrente de saída dos reatores, a fim de incorporar as mudanças de propriedades do material que ocorrem por toda a extensão do secador. O modelo é capaz de prever a quantidade de sólido presente na fase passiva e ativa de cada reator e a influência das condições operacionais nas curvas de DTR.

BRITTON *et al.* (2006) apresentaram um modelo dinâmico para a simulação da função distribuição de tempos de residência em um secador rotativo industrial de açúcar. O modelo formulado pelos autores considerava o efeito dos suspensores de dois segmentos e a velocidade de rotação do tambor. As simulações respondiam às variações nas taxas de alimentação e nas variáveis operacionais do equipamento.

LEE (2008) propôs o modelo de tanques em série estendido para descrever o escoamento de sólidos em secadores rotativos. O modelo, apresentado matematicamente pela Equação 2.15, é uma forma generalizada de representar os modelos de tanques perfeitamente agitados, conforme o trabalho de DUCHESNE *et al.* (1996), possuindo como único parâmetro o número de CSTR's (n), consistindo de um modelo de fácil resolução matemática e simples implementação computacional. Logo, a função teórica da DTR na sua forma adimensional para tanques em série é determinada por:

$$E(\Theta) = \frac{n(n\Theta)^{n-1}}{(n-1)!} \exp(-n\Theta) \quad (2.15)$$

Define-se n como sendo o inverso da variância adimensional, representada por:

$$\sigma_{\Theta}^2 = \frac{\mu_{2,t} - \tau^2}{\tau^2} \quad (2.16)$$

em que $\mu_{2,t}$ é definido como o segundo momento de distribuição, obtido por:

$$\mu_{2,t} = \int_0^{\infty} t^2 E(t) dt \quad (2.17)$$

2.5 Os Fenômenos de Transferência de Calor e Massa

O estudo dos fenômenos de transporte de calor e massa em secadores rotativos tem como objetivo a obtenção da distribuição axial de temperatura e umidade das fases sólida e gasosa. A partir destes dados obtidos experimentalmente, são formuladas correlações e avaliados modelos matemáticos que visam uma melhor compreensão dos fenômenos

envolvidos no processo. Serão apresentados a seguir, trabalhos encontrados na literatura, os quais dizem respeito, principalmente, à obtenção de correlações que expressam a transferência de calor e massa em secadores rotativos.

MILLER *et al.* (1942) realizaram o primeiro estudo extensivo da transferência de calor em secadores rotativos, analisando a influência de variáveis como número e geometria de suspensores e inclinação do equipamento. Seus dados foram obtidos durante a secagem de terra Fuller, conduzida em um secador de 1,20 m de comprimento e 0,2 m de diâmetro, operando na condição de que os suspensores ficassem totalmente preenchidos de sólido. Em decorrência dos experimentos realizados, os autores obtiveram duas equações empíricas para a determinação da troca térmica entre as fases para secadores operando com seis e doze suspensores. As correlações são apresentadas pelas Equações 2.18 e 2.19, respectivamente.

$$Q = 1,02LD \frac{(N-1)}{2} G^{0,46} \Delta T_{\text{ln}} \quad (2.18)$$

$$Q = 0,228LD \frac{(N-1)}{2} G^{0,60} \Delta T_{\text{ln}} \quad (2.19)$$

FRIEDMAN e MARSHALL Jr. (1949b) estudaram o efeito da variação de parâmetros operacionais sobre a transferência de calor e massa em secadores rotativos e verificaram que a retenção do sólido no interior do tambor, que é afetada pelo número de suspensores, exerce efeito dominante na taxa de transferência de calor, a qual também é influenciada pela vazão de gás. Os experimentos de secagem foram realizados utilizando diferentes tipos de sólidos em um secador rotativo de escala semi-piloto com escoamento concorrente. Uma equação empírica para o cálculo da taxa de transferência de calor foi proposta pelos autores:

$$Q = k \dot{m}_s^m \dot{m}_g^n V \Delta T_{\text{ln}} \quad (2.20)$$

onde k , m e n são parâmetros de ajuste da equação.

McCORMICK (1962) utilizando os dados disponíveis na literatura desenvolveu um trabalho teórico e concluiu que a taxa de transferência de calor entre as fases pode ser determinada considerando apenas o efeito da velocidade mássica do gás, com a influência da carga e das propriedades do sólido incorporadas em um único parâmetro (w), conforme

Equação 2.21. O parâmetro w mostrou ser influenciado, ainda, pelo tipo de suspensor utilizado e pela velocidade de rotação do tambor. Os valores da constante n estão entre 0,46 e 0,67, conforme sugerido pelo autor.

$$Q = wLDG^n \Delta T_{\text{in}} \quad (2.21)$$

MYKLESTAD (1963) objetivou em seu trabalho, analisar matematicamente o processo de secagem de materiais granulares porosos em um secador rotativo e obter equações expressando perfis axiais de umidade do sólido como função da taxa de alimentação, vazão do gás e dimensões do secador. O coeficiente global de transferência de calor foi considerado constante em todo o equipamento, a cinética de secagem das partículas foi caracterizada apenas pelo período a taxa decrescente e a temperatura do ar no interior do equipamento foi considerada como uma função linear da umidade do sólido. Com estas hipóteses, integrando-se a equação diferencial de balanço de energia, encontra-se uma expressão analítica para o cálculo da umidade do sólido:

$$Y_s = Y_s^E \exp\left(-\frac{kU_v a A}{\lambda \dot{m}_s} L\right) + \frac{(b - T_s)}{k} \left[\exp\left(-\frac{kU_v a A}{\lambda \dot{m}_s} L\right) - 1 \right] \quad (2.22)$$

em que k e b são parâmetros de ajuste e estão presentes na seguinte relação linear:

$$T_g = kY_s + b \quad (2.23)$$

PORTER (1963) explorou o estudo da transferência de calor considerando regime transiente durante o cascadeamento de uma partícula de geometria esférica. Foi constatado que para elevados valores de número de Fourier a transferência de calor é governada pelo filme de gás que se estabelece ao redor das partículas e a difusão térmica no seu interior é desprezível. Neste caso, os fatores que influenciam a troca térmica são o contato gás-sólido e o tempo em que as partículas permanecem nos suspensores. Para o caso em que são baixos os valores para o número de Fourier, os mecanismos de transferência de calor são controlados pela resistência interna da partícula, influenciada por suas propriedades físicas. Através de balanços de energia, o autor desenvolveu uma expressão analítica escrita em termos dos números adimensionais de Nusselt e Fourier para a determinação da temperatura média de uma partícula durante o regime transiente:

$$(\bar{T}_s)_t = (\bar{T}_s)_0 6Nu^2 \sum_{n=1}^{\infty} \exp(-Fo\beta_n^2) \frac{\beta_n^2 + (Nu-1)^2}{\beta_n^2 + Nu(Nu-1)} \frac{\text{sen}^2 \beta_n}{\beta_n^4} \quad (2.24)$$

onde β_n , $n = 1, 2, 3, \dots$, são as raízes de:

$$\beta \cot \beta + (Nu - 1) = 0 \quad (2.25)$$

HALLSTRÖM (1985) apresentou em seu trabalho a secagem de fertilizantes inorgânicos mistos em secador rotativo com escoamentos paralelos de ar e sólido, variando dados de entrada, como temperatura e umidade do gás. Os resultados obtidos revelam que nas condições operacionais estudadas, a cinética de secagem dos fertilizantes é lenta, sendo controlada primordialmente pela difusão de vapor no interior dos poros das partículas. O autor verificou que alterações nas variáveis de entrada não favoreceram significativamente a taxa de evaporação da água, mas esta pode ser elevada aumentando-se o tempo de residência das partículas no interior do secador, otimizando o processo de secagem. Uma equação semi-empírica que descreve a cinética de secagem das partículas de fertilizantes inorgânicos foi proposta para o ajuste dos dados experimentais de secagem (Equação 2.27).

$$-\frac{dY_s}{dt} = \frac{3}{\rho_s R^2} \frac{PM_w}{\bar{R}T_s} \frac{1}{\left[\left(\frac{Y_s - Y^*}{Y_{s0} - Y^*} \right)^{1/3} - 1 \right] \eta} D_{ef} P \ln \left(\frac{P - P_{wa}}{P - P_{w0}} \right) \quad (2.26)$$

onde ρ_s é a densidade do sólido, R^2 é o raio da partícula, PM_w é o peso molecular da água, \bar{R} é a constante universal dos gases ideais, η é um parâmetro de ajuste, P é a pressão total, P_{w0} é a pressão parcial da água no instante inicial e P_{wa} é a pressão de vapor.

ADEMILUYI *et al.* (2010) avaliaram experimentalmente a influência dos principais parâmetros operacionais na transferência de calor durante a secagem de sólidos orgânicos. A secagem era realizada recirculando as partículas, enquanto que os dados experimentais de temperatura e umidade eram obtidos na saída do equipamento e apresentados em função do tempo de residência das partículas no interior do secador. Os resultados mostraram que a

temperatura e a velocidade do gás de entrada e a vazão de sólidos possuem efeitos significativos no coeficiente de transferência de calor e conseqüentemente, no comportamento da temperatura do sólido e do ar durante todo o processo de secagem. Neste trabalho, os autores apresentaram uma relação entre a taxa de transferência de calor, velocidade e temperatura do gás de secagem e vazão mássica de sólidos através de um ajuste por regressão não-linear dos dados experimentais, conforme mostra a Equação 2.28.

$$Q = 0,2T_g^E + 77,006v_g + 54,49m_s + 2669,007 \quad (2.27)$$

2.6 Modelagem e Simulação da Secagem

O processo de secagem em secadores rotativos pode ser complicado de ser formulado matematicamente, uma vez que envolve muitas variáveis operacionais, não se restringindo apenas às propriedades do sólido e do gás, mas também às características do equipamento, como número e geometria de suspensores, por exemplo.

REAY (1989) sugere que o modelo global de secagem de secadores rotativos deve ser constituído por dois modelos secundários: um que diz respeito à fase sólida e outro ao equipamento de secagem. O primeiro está relacionado com as características dos sólidos, como a cinética de secagem e isothermas de equilíbrio, enquanto que o segundo inclui o tipo de secador utilizado, a fluidodinâmica das partículas e o tipo de transferência de calor. Ao combinar estes dois modelos, resulta-se um sistema algébrico-diferencial, que resolvido por métodos numéricos adequados, proporciona a simulação do processo de secagem.

Segundo YLINIEMI *et al.* (2003), como as propriedades do sistema gás-sólido podem mudar com o tempo e com a posição, a modelagem de secadores rotativos dá origem a sistemas de parâmetros distribuídos, em que a temperatura e a umidade são tomadas como função do tempo e da distância, de acordo com a seguinte equação geral:

$$\frac{\partial x_i(z,t)}{\partial t} \pm v_i(t) \frac{\partial x_i(z,t)}{\partial z} = f_i(x_i, z, t) \quad (2.28)$$

onde o subscrito i indica a fase sólida ou gasosa, x representa as variáveis temperatura ou umidade, v é a velocidade, z é a coordenada axial e t é o tempo de secagem. O sinal positivo

para a velocidade indica a operação de secagem em modo concorrente, enquanto que o negativo representa o modo contracorrente.

De acordo com o mesmo autor, muitas vezes, a implementação do modelo de parâmetros distribuídos é de difícil realização. As características do leito e todo o movimento de rotação do tambor dificultam a determinação dos perfis de temperatura e umidade e a obtenção de dados experimentais confiáveis. Considerando-se a temperatura e a umidade do sistema função apenas do tempo, o modelo de parâmetros distribuídos recai no modelo de parâmetros concentrados, onde o sistema de equações diferenciais parciais torna-se um sistema de equações diferenciais ordinárias e o secador é simulado como um reator de mistura perfeita. A seguir, são apresentados alguns trabalhos relevantes que utilizaram o modelo de parâmetros concentrados para a simulação de perfis experimentais de umidade e temperatura para as fases sólida e gasosa, fornecendo um bom entendimento dos fenômenos envolvidos no processo.

SHARPLES *et al.* (1964) formularam um modelo de parâmetros concentrados constituído de um sistema com quatro equações diferenciais ordinárias que descreviam balanços macroscópicos de massa e energia para o sólido e para o gás. Para incorporar o modelo, foi desenvolvida uma expressão empírica para a taxa de secagem, assumindo que esta era dependente da temperatura e da umidade do sólido e independente da velocidade do ar. A simulação desenvolvida teve a capacidade de prever o tempo de residência, e os perfis de temperatura e umidade em função do tempo. Os autores utilizaram equações semi-empíricas oriundas da literatura para descrever o transporte das partículas no interior do secador.

DOUGLAS *et al.* (1993) apresentaram balanços globais de massa e energia em regime transiente em uma seqüência de volumes de controle resultando em um modelo dinâmico para descrever a secagem do açúcar em um secador rotativo industrial operando com a alimentação do sólido concorrente com o escoamento do ar. O modelo consistia também de equações algébricas para o transporte do material ao longo do secador, assim como para o transporte de calor gás-sólido, transporte de massa e perda de energia para o ambiente. As equações de transporte incluíam parâmetros que eram obtidos experimentalmente. Este trabalho é muito importante, principalmente no sentido de poder levar em consideração as condições operacionais encontradas na indústria para a modelagem.

SHAHHOSSEINI *et al.* (2001) modelaram o processo de secagem de açúcar em um secador rotativo industrial em uma ampla faixa de condições operacionais. Além de

incorporar balanços de massa e energia para cada fase, foi considerada a perda de energia do sólido e do gás através das paredes do equipamento. Os coeficientes globais de transferência de calor foram estimados através de dados experimentais, não utilizando as correlações propostas pela literatura. No mesmo trabalho, a taxa de secagem foi determinada baseando-se na quantidade de água que era transferida para a corrente gasosa, obtida através de um balanço de massa global. As comparações dos resultados simulados com os dados experimentais de secagem mostraram que o modelo é adequado para simular processos de secagem em escala industrial, obtendo um desvio médio relativo de 22%.

DIDRIKSEN (2002) desenvolveu um modelo matemático bastante complexo para a secagem de polpa de beterraba em escala industrial, considerando regime transiente. Neste trabalho, novamente o secador rotativo é representado por uma série de reatores de mistura perfeita dispostos em série, com o transporte de sólidos através de cada um descrito por balanços de força nas partículas. O transporte de gás no secador foi modelado expressando sua velocidade como função da diferença de pressão tomada em cada reator. No balanço de energia para as fases foram consideradas as transferências de calor gás-sólido por convecção e radiação e o calor transferido por condução no interior das partículas. A difusividade mássica foi considerada como função da umidade e da temperatura do sólido. A comparação entre os dados experimentais e os resultados numéricos foi considerada satisfatória.

IGUAZ *et al.* (2002) utilizaram o modelo de parâmetros concentrados para a simulação do processo de secagem de vegetais, no qual o secador rotativo operando em modo concorrente era discretizado em vários compartimentos e balanços diferenciais de massa e energia foram aplicados a cada um deles. O modelo resultava em um problema de sistema acoplado, com várias equações algébricas dependentes dos valores dos dados simulados. Resultados da simulação mostraram que a temperatura e a umidade do sólido na saída do equipamento são fortemente dependentes das condições operacionais, sobretudo para a temperatura de entrada do gás.

LUZ *et al.* (2010) desenvolveram um modelo dinâmico para a secagem de farinha de soja em um secador rotativo de escala industrial que foi aplicado em um sistema de controle do tipo PID. O coeficiente de transferência de massa foi obtido através da secagem prévia do material em secador em camada delgada, descrito como função da umidade do sólido e da temperatura do ar. Para a determinação do coeficiente global de transferência de calor, foi utilizada uma correlação empírica da literatura. As simulações apresentaram resultados

fisicamente consistentes e o emprego do modelo de parâmetros concentrados para o estudo de controle PID mostrou-se satisfatório.

2.7 A Experiência do Centro de Secagem

MORO (1989) deu início aos estudos sobre secadores rotativos de aquecimento direto no Centro de Secagem do DEQ/UFSCar. O autor projetou e construiu um secador rotativo de escala semi-piloto, onde obteve medidas de grandezas relativas à transferência de calor e massa. Neste trabalho, analisaram-se as variáveis mais relevantes na secagem em secadores rotativos, como vazão de alimentação de sólidos e do ar, temperatura do ar de secagem, velocidade de rotação e ângulo de inclinação do tambor. Os materiais utilizados nos testes foram partículas de areia de diferentes diâmetros, quirela de milho e sementes de soja.

VIEIRA (1995), com o intuito de dar continuidade à pesquisa anterior, buscou em seu trabalho investigar o cascadeamento dos sólidos em um secador rotativo de escala laboratorial, verificando a influência das variáveis geométricas de maior importância, como o ângulo de dobra e a haste de apenas um suspensor unitário por meio de testes dinâmicos. Focando numa metodologia para definir o melhor conjunto de suspensores e tendo como base os resultados obtidos por um único suspensor, o autor projetou um conjunto de seis suspensores fixados no interior da câmara cilíndrica que promoveu um cascadeamento mais homogêneo dos sólidos, mostrando que a metodologia desenvolvida revelou-se bastante adequada para a otimização do cascadeamento dos sólidos.

BACELOS *et al.* (2009) realizaram a modelagem físico-matemática da secagem de resíduos de embalagens cartonadas em um secador rotativo de escala semi-piloto. Os autores avaliaram, ainda, a influência das condições operacionais no desempenho térmico e energético do processo, com o objetivo de verificar a viabilidade da secagem do material no equipamento proposto. A modelagem da secagem foi realizada utilizando o modelo de parâmetros concentrados através de balanços macroscópicos de massa e energia para cada fase. Com um intervalo de confiança de 95%, verificou-se que o modelo simulou adequadamente os perfis axiais de temperatura e umidade do sólido e do ar de secagem e que o equipamento é eficiente e apropriado para a secagem de materiais de diferentes formas, tamanhos e densidade.

CAPÍTULO 3

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Resíduo Sólido

As experiências de secagem foram conduzidas empregando-se resíduos sólidos provenientes do processo de fabricação de sucos cítricos da empresa Hildebrand Alimentos S.A., localizada no município de São Carlos. Foram utilizados resíduos de limão da variedade siciliano (espécie *Citrus limon L. Burm f.*) e tahiti (espécie *Citrus latifolia Tan.*), separadamente, constituídos de sementes, casca, membrana e núcleo da fruta. A Figura 3.1 apresenta o resíduo estudado neste trabalho.



Figura 3.1: Resíduo sólido cítrico.

3.2 Equipamento Experimental

O equipamento experimental utilizado para a secagem dos resíduos consiste de um secador rotativo de escala semi-piloto com escoamentos concorrentes de alimentação de ar e de sólidos. O secador é apresentado esquematicamente na Figura 3.2, que mostra os sistemas básicos que constituem o equipamento. Visando uma melhor compreensão do sistema, toda sua instrumentação é detalhada tomando como base o esquema da Figura 3.3.

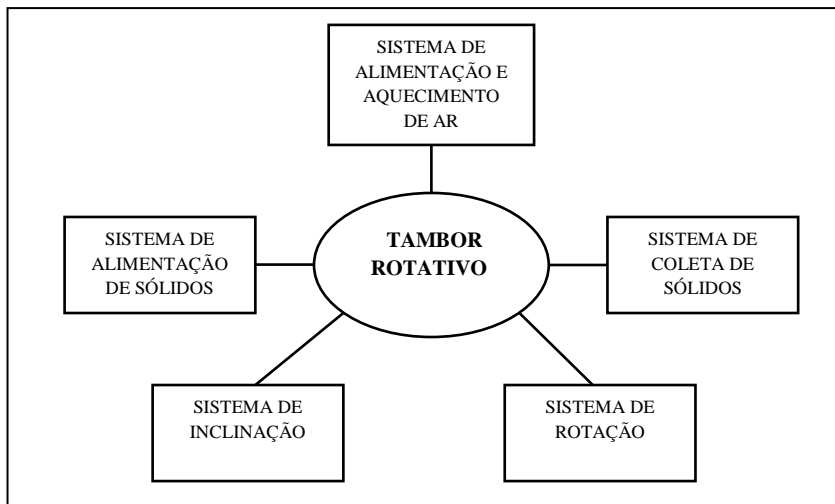


Figura 3.2: Sistemas que constituem o secador rotativo.

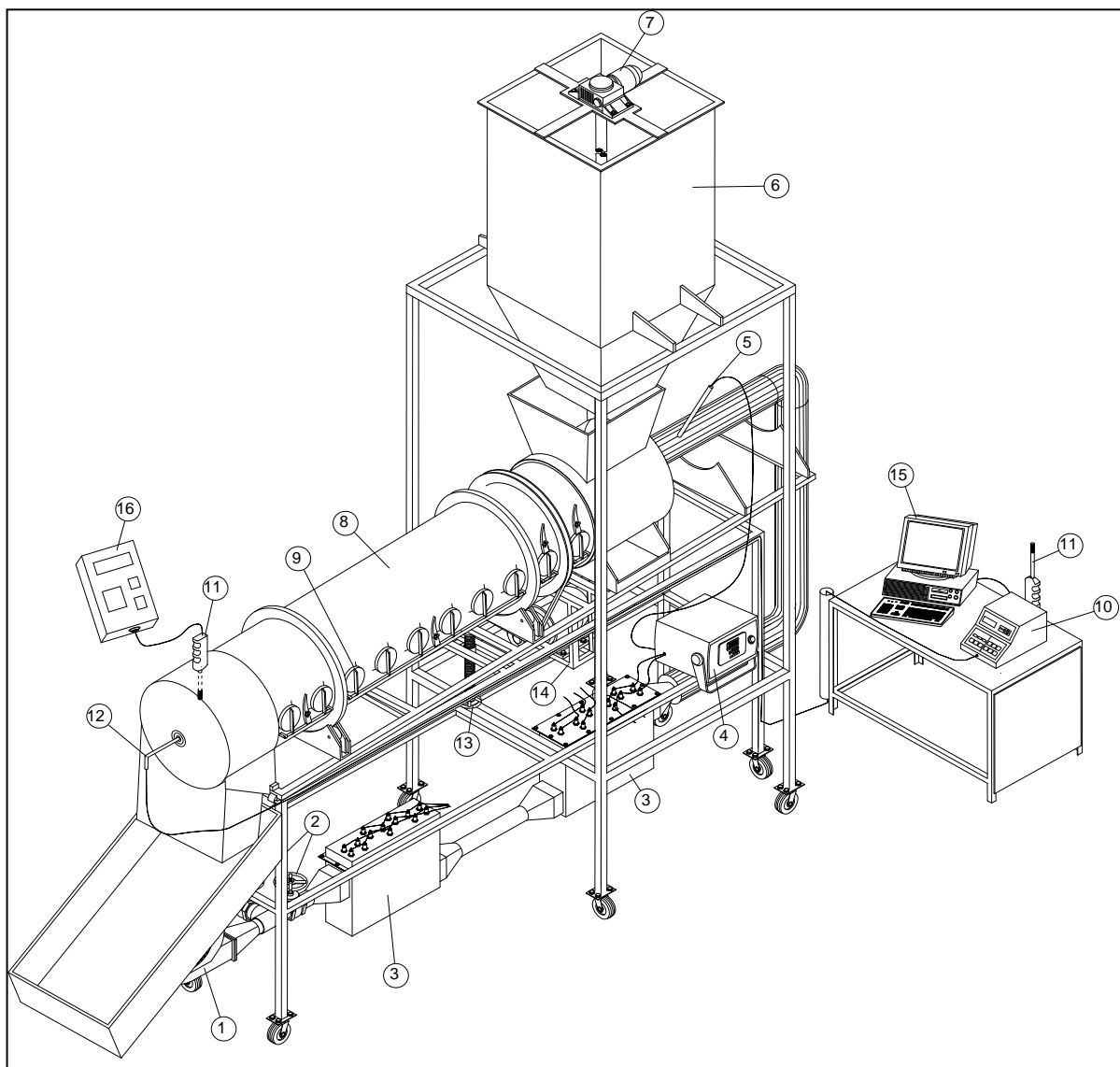


Figura 3.3: Equipamento experimental.

Na unidade experimental, o ar que promove a secagem é suprido por um soprador do tipo ventilador centrífugo (1) e é eletricamente aquecido por dois trocadores de calor dispostos em série (3). A intensidade de aquecimento é ajustada por um controlador de temperatura (4) ligado a um termopar (5). Os sólidos são alimentados no interior do tambor rotativo (8) através de um silo (6) munido internamente de raspadores flexíveis acoplados perpendicularmente a um eixo conectado a um motor de corrente contínua (7). A vazão de ar que é fornecida para o interior do tambor tem sua vazão ajustada por duas válvulas gaveta que compõem um sistema *by-pass* (2).

O tambor rotativo foi construído com chapas inox de 1,5 mm de espessura e possui 2,7 m de comprimento (L) e 0,45 m de diâmetro (D). Tais dimensões obedecem a relação comprimento/diâmetro ($4D \leq L \leq 15D$) sugerida por NONHENBEL e MOSS (1971). A rotação do tambor é provida por um motor de corrente contínua (14) e sua inclinação determinada manualmente por um volante acoplado à sua base (13). Ao longo da parede cilíndrica estão instalados coletores (9) de 0,08 m de diâmetro, equidistantes 0,2 m para a amostragem dos sólidos. No interior do tambor, estão dispostos seis suspensores de três segmentos que seguem o modelo geométrico proposto por BAKER (1988) e KELLY (1992). Os suspensores possuem comprimento de 2,6 m e 1,5 mm de espessura. O comprimento de sua haste (s) é de 80 mm com comprimento da primeira (d_1) e da segunda dobra (d_2) de 15 mm. Os ângulos entre cada dobra, β_1 e β_2 equivalem a 135° . Uma representação esquemática dos suspensores empregados no secador rotativo pode ser visualizada na Figura 3.4.

As medidas de temperatura e umidade relativa do gás na saída do equipamento e do ar ambiente eram obtidas por um sensor digital (11) ligados a um conversor e mostrador de sinais (10 e 16) que permitia a determinação direta destas variáveis. Para a obtenção da temperatura da fase gasosa em qualquer posição axial no interior do tambor, foi utilizada uma sonda de temperatura (12), com representação esquemática na Figura 3.5. A sonda é composta por um termopar inserido em uma tubulação oca de ferro (1) com proteção do tipo gaiola (3). Acima da tela de proteção, uma chapa de ferro (2) foi instalada para evitar o seu contato com o material úmido. Os sinais analógicos de temperatura fornecidos pela sonda eram convertidos em digitais e armazenados e processados em um microcomputador (15).

Além das medidas experimentais realizadas para a fase gasosa, eram monitoradas outras variáveis com as respectivas técnicas de medida descritas em seguida.

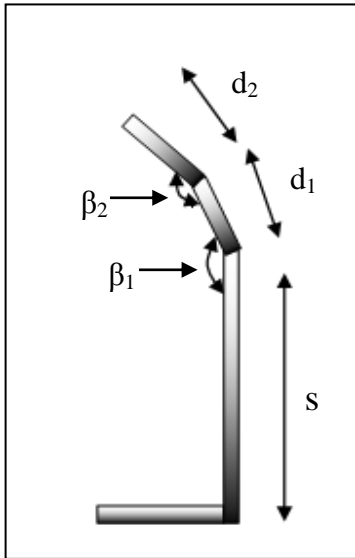


Figura 3.4: Suspensor de três segmentos (BACELOS *et al.*, 2009).

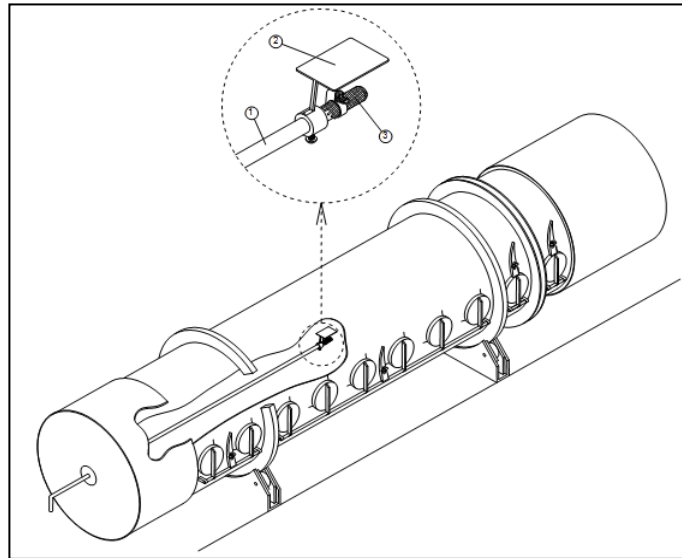


Figura 3.5: Detalhe da sonda utilizada para as medidas axiais de temperatura.

A determinação das temperaturas do sólido e da parede externa do equipamento eram realizadas diretamente por um pirômetro, na saída do secador. As medidas de atividade de água do resíduo eram obtidas coletando-se amostras periodicamente na saída do equipamento e levadas a um aparelho específico (*Aqualab Lite*). O medidor consistia de uma câmara equipada com um sensor por infravermelho onde eram acomodadas as amostras. Um transmissor convertia os sinais enviados pelo sensor em valores de atividade de água que posteriormente eram lidos em um mostrador digital. Para a determinação da umidade do sólido, as amostras eram coletadas na saída do secador em intervalos de tempo pré-estabelecidos e em seguida, eram pesadas e levadas a uma estufa a 105°C para a determinação do peso seco. Um termo-anemômetro digital foi utilizado para medir a velocidade do ar de secagem na saída do tambor rotativo.

3.3 Caracterização do Resíduo Sólido

Neste item, serão apresentados os métodos de caracterização do resíduo sólido que abordam a obtenção de propriedades estruturais e termofísicas do material estudado.

3.3.1 Massa Específica Aparente

A massa específica aparente de cada componente do resíduo (semente, membrana e casca) foi determinada a partir da razão entre a massa do sólido (m_s) e seu volume total (V_s), incluindo os poros vazios. Foi utilizado o método da picnometria líquida, empregando-se o solvente hexano como fluido percolante. A primeira etapa consistiu na calibração do picnômetro, cujo volume real foi obtido conhecendo-se a temperatura, a densidade e a massa de água destilada adicionada. De volume conhecido, o picnômetro foi preenchido com o solvente, o que permitia, junto com os dados anteriores, a obtenção da densidade do hexano. Em seguida, era adicionada uma amostra do resíduo de massa previamente conhecida que, juntamente com os dados obtidos anteriormente, fornecia a massa de hexano deslocada pela amostra, o que permite o cálculo do seu volume. Com isso, o volume do sólido é determinado pela diferença entre o volume do picnômetro e o volume de hexano, sendo a massa específica aparente determinada pela seguinte equação:

$$\rho_{ap} = \frac{m_s}{V_s} \quad (3.1)$$

3.3.2 Massa Específica Real

A massa específica real de cada componente do resíduo foi obtida utilizando-se um picnômetro a gás, que consistia de um recipiente de volume específico que era preenchido com amostras de resíduo seco de massa inicial conhecida. As amostras eram submetidas a escoamento constante de gás hélio a uma pressão pré-estabelecida, penetrando nos poros abertos do sólido que possuíam tamanhos iguais ou maiores do que as moléculas do gás. O restante da amostra, na qual não era possível a passagem de gás através dos poros, era considerado o volume real do sólido. O resultado da análise no equipamento fornecia a massa específica da amostra de cada componente do resíduo em g/cm^3 , obtida através da relação entre a massa do sólido e seu volume real (Equação 3.2).

$$\rho_r = \frac{m_s}{V_r} \quad (3.2)$$

3.3.3 Porosidade

A porosidade de um material é determinada como sendo a razão de espaços vazios do sólido em relação ao seu volume total. A partir dos valores obtidos de massa específica real e aparente, a porosidade pode ser obtida diretamente pela seguinte relação:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{ap}}{\rho_r} \quad (3.3)$$

3.3.4 Calor Específico

O calor específico foi determinado utilizando-se um calorímetro exploratório diferencial (DSC-50, Shimadzu Inc.) na faixa de temperatura de 20 a 90°C. O equipamento consiste de um forno onde amostras do resíduo de massa m são submetidas a uma taxa de calor q que eleva sua temperatura (T) em 10°C a cada cinco minutos, sob pressão constante. Logo, sabendo-se a quantidade de energia fornecida em cada instante de tempo, a temperatura e a massa de sólido, o calor específico pode ser determinado:

$$C_p = \frac{1}{m} \left. \frac{\partial q}{\partial T} \right|_{P=cte} \quad (3.4)$$

3.3.5 Cinética de Secagem

Os estudos de cinética de secagem foram efetuados em um leito fixo poroso preenchido com resíduo sólido de 2 cm de espessura. Testes iniciais realizados com termopares inseridos na entrada e na saída do leito, efetuados nas condições onde a cinética seria obtida, mostraram que a diferença de temperatura era menor do que 0,5°C. Essa pequena diferença foi utilizada como critério para que o estudo do processo de secagem fosse analisado como sendo o de uma camada delgada. No equipamento experimental (Figura 3.6), a corrente de ar é gerada por um soprador centrífugo (1) cuja vazão é ajustada por um sistema by-pass (2) e aquecida por um conjunto de resistências elétricas (6). A vazão volumétrica do ar é determinada indiretamente por uma placa de orifício (3) e sua temperatura obtida por um termopar (7) inserido na entrada da célula de secagem (8) ligado a um mostrador digital de temperatura (5).

O ajuste da temperatura da corrente de ar era realizado por um variador de tensão (10). A umidade relativa do ar dependia das condições laboratoriais e foi determinada diretamente por um termo-higrômetro digital (9).

Nos experimentos em camada delgada, o leito úmido de massa inicial conhecida era submetido ao processo de secagem e pesado em intervalos de tempo pré-estabelecidos em uma balança analítica. Esse procedimento se repetia até o momento em que se obtinha a umidade de equilíbrio dinâmica gás-sólido. Em seguida, era determinado o peso seco do leito mantendo-o em estufa a 105°C por 24 horas. As condições em que os experimentos foram realizados obedecem às seguintes faixas operacionais: velocidade do ar de secagem ($1 \leq v_g \leq 4$) m/s, temperatura ($110 \leq T_g \leq 170$)°C e umidade relativa do ar de secagem ($10 \leq UR \leq 24$)%.

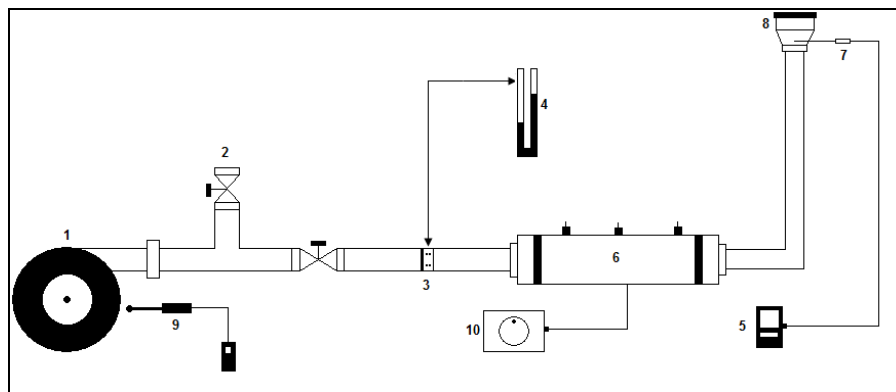


Figura 3.6: Secador de leito fixo e camada delgada.

3.3.6 Equilíbrio Termodinâmico

A metodologia empregada para a obtenção das isotermas de secagem dos resíduos baseou-se no método gravimétrico apresentado no trabalho de BARROZO (1995). Neste método, amostras do resíduo eram acondicionadas em recipientes hermeticamente fechados contendo soluções salinas saturadas e levados à estufa a uma determinada temperatura. No interior dos recipientes, onde se estabelecia um ambiente com temperatura e umidade relativa constante, o material absorvia a umidade presente na atmosfera até o momento em que a pressão de vapor da água presente no sólido entrasse em equilíbrio com a pressão de vapor do ambiente. Durante esse processo, as massas das amostras eram monitoradas freqüentemente

até que estas deixassem de variar, o que indicava o equilíbrio termodinâmico gás-sólido. Após as massas ficarem constantes, as amostras eram levadas à estufa a uma temperatura de 105°C para a determinação de suas respectivas umidades de equilíbrio. Os experimentos foram conduzidos em réplicas para a faixa de umidade relativa apresentada na Tabela 3.1 na temperatura de 60°C, adotando como referência o trabalho de KEEY (1972) e GREENSPAN (1977). Um esquema do método gravimétrico está representado na Figura 3.7.

Tabela 3.1: Valores de umidade relativa para T=60°C.

Solução Salina	Umidade Relativa (%)
LiCl	10,95
MgCl ₂ .6H ₂ O	29,26
K ₂ CO ₃	39,20
Mg(NO ₃) ₂	44,00
NaNO ₂	67,35
NaCl	74,50
KCl	80,30

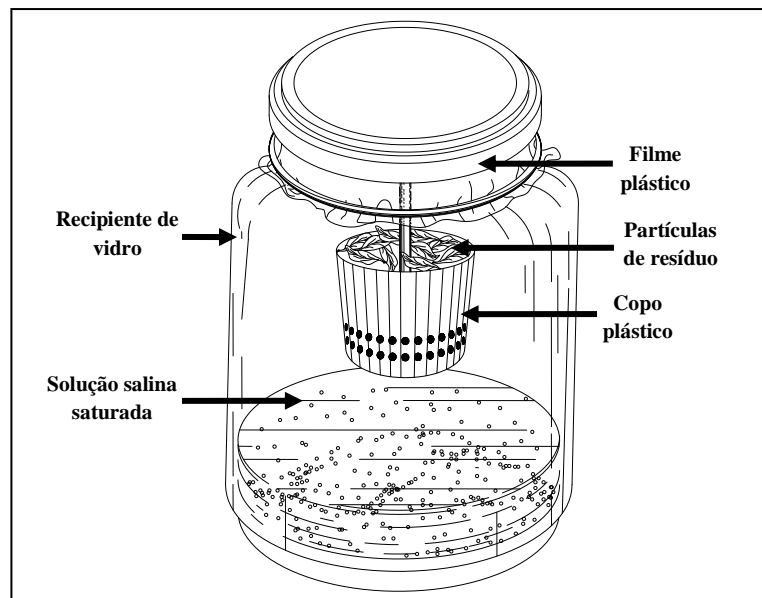


Figura 3.7: Esquema do método gravimétrico.

3.4 Procedimento Experimental

Antes de dar início aos experimentos de secagem no secador rotativo, foram realizados ensaios preliminares para a determinação do tempo médio de residência das partículas no interior do secador nas condições operacionais apresentadas na Tabela 3.2.

A distribuição de tempos de residência foi determinada através da técnica de estímulo e resposta utilizando como traçadores partículas do próprio resíduo tingidas com azul de metileno. A injeção de traçadores no secador foi do tipo pulso, após o sistema atingir o regime estabelecido. A técnica consistiu em introduzir na corrente de entrada uma determinada quantidade de traçador (M), em um tempo $t=0$, coletando-se a fração mássica do mesmo (y) na corrente de saída em função do tempo, o que permitia a obtenção das curvas experimentais de distribuição, $E(t)$. O cálculo da área sob a curva utilizando-se integração numérica fornecia o tempo de residência médio das partículas no interior do secador. A função $E(t)$ foi obtida pela seguinte equação:

$$E(t) = \frac{\dot{m}_s}{M} y(t) \quad (3.5)$$

Tabela 3.2: Condições experimentais para o tempo de residência.

Experimento	Vazão de sólidos (kg/min)	Velocidade do ar (m/s)	Massa de traçador (kg)	α (°)	Ω (rpm)
1	0,2	1	1	1	1
2	0,4	2	2	1	1
3	0,6	1	3	1	1
4	0,2	2	1	1	1
5	0,4	1	2	1	1
6	0,6	2	3	1	1

Em etapa posterior, a secagem dos resíduos cítricos foi estudada experimentalmente no secador rotativo com o acompanhamento periódico da umidade e temperatura das fases a cada cinco minutos nas condições operacionais descritas na Tabela 3.3. Nesse mesmo intervalo de tempo, eram monitoradas também, as condições ambientes (umidade relativa e temperatura do ar), a temperatura da parede externa do secador e a atividade de água do sólido, segundo as técnicas de medida já apresentadas. Testes preliminares proporcionaram a escolha das condições operacionais de acordo com o melhor escoamento e cascadeamento dos sólidos, com as limitações do equipamento relacionadas com temperatura e velocidade máximas e com a disponibilidade do material para alimentação.

As experiências de secagem, com duração de aproximadamente quatro horas, abrangem todo o período transiente, sendo iniciadas apenas a partir do momento no qual o secador operava em estado estacionário. Para tal, inicialmente eram acionados o soprador, o sistema

de aquecimento e a rotação do tambor nas condições operacionais desejadas. Depois de detectada mínima variação nas temperaturas de entrada e saída do ar, um novo regime era estabelecido com os resíduos alimentados intermitentemente no secador. Em tais condições, o tempo para entrada em regime permanente foi determinado como sendo o equivalente a duas vezes o tempo médio de residência do sólido no interior do secador (ARRUDA *et al.*, 2009). Satisfeita essa condição, era dado início ao processo de secagem com alimentação contínua dos resíduos. A alimentação contínua era realizada recirculando os sólidos que eram coletados na saída do secador no mesmo intervalo de tempo em que eram coletadas as medidas de umidade e temperatura. O fim do experimento era estipulado como sendo o instante em que a atividade de água de amostras dos resíduos fosse menor ou igual a 0,14. Isto significa considerar que a umidade de equilíbrio do sólido com o ar nas condições estudadas é baixa (próxima a zero), o que assegura as condições de estabilização microbiológica do material. Para confirmar essa consideração, as amostras foram levadas à estufa, ficando constatado que o sólido atingia um baixo grau de umidade ($\leq 14\%$, base úmida).

Tabela 3.3: Condições operacionais para a secagem em secador rotativo.

Experimento	v_g (m/s)	T_g^E (°C)	Y_g^E (b.u.)	\dot{m}_s (kg/min)	T_s^E (°C)	Y_s^E (b.u.)	α (°)	Ω (rpm)
1	2	135	13,6	0,2	22	83	1	1
2	2	145	14,1	0,2	21	82	1	1
3	2	155	14,5	0,2	21	82	1	1
Réplica do 3	2	155	14,9	0,2	23	84	1	1
4	1	135	17,1	0,2	24	83	1	1
5	1	145	18,4	0,2	23	85	1	1
6	1	155	14,0	0,2	22	81	1	1
7	2	135	13,8	0,4	23	81	1	1
8	2	145	14,2	0,4	22	80	1	1
9	2	155	16,5	0,4	24	82	1	1
10	1	135	13,6	0,4	24	83	1	1
11	1	145	15,7	0,4	23	82	1	1

3.5 Estimação de Parâmetros

A metodologia empregada para a estimação de parâmetros que constituem os modelos matemáticos não-lineares utilizados neste trabalho consiste na utilização de um pacote computacional adequado que leve a uma melhor aproximação entre as curvas teóricas e

experimentais através da minimização de uma função objetivo. Nos casos estudados, utilizou-se a minimização do quadrado dos desvios como critério para todas as estimativas, implementadas em programas computacionais desenvolvidos em linguagem MatLab® (R2007b, *Mathworks*).

Para a validação estatística das estimativas, utilizaram-se as medidas de não-linearidade através das medidas de Vícios de Box (BOX, 1971) que investiga o comportamento não-linear de um parâmetro estimado pela técnica dos mínimos quadrados, em que um percentual de vício acima de 1% indica um comportamento não linear dos parâmetros estimados (RATKOWSKY, 1983). A equação para o cálculo dos vícios é a seguinte:

$$\% \text{ vícios } (\hat{\theta}) = -\frac{100}{\hat{\theta}} \frac{\sigma^2}{2} \left(\sum_{i=1}^n \dot{V}_i \dot{V}_i^T \right)^{-1} \sum_{u=1}^n \dot{V}_u \text{tr} \left[\left(\sum_{i=1}^n \dot{V}_i \dot{V}_i^T \right)^{-1} \ddot{V}_u \right] \quad (3.6)$$

onde $\hat{\theta}$ representa o valor dos parâmetros estimados, T representa a matriz transposta, tr o traço da matriz, σ^2 a variância explicada e \dot{V}_i e \ddot{V}_u são matrizes das derivadas da função esperança em relação aos parâmetros, sendo obtidas pelas Equações 3.6 e 3.7, respectivamente.

Derivada primeira:

$$\dot{V}_i = \left[\frac{\partial f(\xi_i, \theta)}{\partial \theta_j} \right] \quad i = 1, 2, 3, \dots, n \text{ e } j = 1, 2, 3, \dots, p \quad (3.7)$$

Derivada segunda:

$$\ddot{V}_u = \left[\frac{\partial^2 f(\xi_u, \theta)}{\partial \theta_i \partial \theta_j} \right] \quad i = 1, 2, 3, \dots, p; j = 1, 2, 3, \dots, p \text{ e } u = 1, 2, 3, \dots, n \quad (3.8)$$

onde θ é o vetor paramétrico, ξ é o vetor das variáveis preditoras, n é o número de observações e p é o número de parâmetros da função esperança f .

Segundo BARROZO (2005) a partir da verificação da aproximação linear das correlações através das medidas de vícios, algumas inferências estatísticas são especialmente úteis na discriminação de modelos rivais. Para os estudos realizados, foram obtidos também o coeficiente de correlação quadrático (R^2), o erro parcial médio (MSE), a raiz quadrada do erro médio ($RMSE$) e o chi-quadrado (χ^2), sendo os três últimos determinados pelas equações apresentadas em seguida.

$$MSE = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (x_{pred,i} - x_{exp,i})^2 \quad (3.9)$$

$$RMSE = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (x_{pred,i} - x_{exp,i})^2} \quad (3.10)$$

$$\chi^2 = \frac{1}{N - p} \sum_{i=1}^N (x_{pred,i} - x_{exp,i})^2 \quad (3.11)$$

Nas equações apresentadas, N é o número de observações, p o número de parâmetros das equações e x são os valores preditos e observados de uma variável qualquer.

3.6 Erro Experimental

Uma vez que não foi possível quantificar todas as fontes de erro de cada experimento no secador rotativo separadamente, optou-se, neste trabalho, pela determinação do erro experimental global a partir dos desvios obtidos entre o 3º experimento e sua réplica. Isto implica que a variância amostral e o desvio padrão obtido para cada instante de tempo são considerados constantes. Logo, para as estimativas do erro associado às medidas experimentais de umidade e temperatura, utilizou-se a seguinte equação (MAZZA, 1999):

$$S^2 = \frac{\sum \left\{ \left[x_1 - \left(\frac{x_1 + x_2}{2} \right) \right]^2 + \left[x_2 - \left(\frac{x_1 + x_2}{2} \right) \right]^2 \right\}_i}{N} \quad (3.12)$$

Na Equação 3.12, x_1 e x_2 correspondem às medidas experimentais do 3º experimento e sua réplica, respectivamente, e N é o tamanho da amostra. A aplicação desta equação fornece os resultados estatísticos de variância e desvio padrão apresentados na Tabela 3.4.

Tabela 3.4: Desvio de medidas.

Variável	Variância (S^2)	Desvio Padrão (S)
Temperatura do ar (°C)	1,77	1,33
Temperatura do sólido (°C)	6,97	2,64
Temperatura da parede (°C)	1,04	1,02
Umidade do ar (base seca)	$5,27 \times 10^{-5}$	$7,26 \times 10^{-3}$
Umidade do sólido (base seca)	0,057	0,24

CAPÍTULO 4

APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DE RESULTADOS

4.1 Caracterização do Resíduo Sólido

Nesta seção, serão apresentados os resultados específicos dos estudos de caracterização do resíduo cítrico que levam à obtenção de propriedades estruturais e termofísicas de cada componente.

4.1.1 Massa Específica Aparente e Real

Na Tabela 4.1 podem ser observados os valores da densidade aparente para cada componente do resíduo separadamente, com seus respectivos valores de desvio padrão. Os resultados da análise mostram que tanto a membrana quanto a semente do resíduo apresentam valores de densidade aparente próximos aos da água líquida à temperatura ambiente. Pode parecer incoerente tal conclusão, mas uma hipótese aqui pode ser feita. Nestes casos, uma vez que o material possui uma elevada umidade inicial, alguns de seus poros podem estar completamente preenchidos de líquido, dificultando a passagem do solvente através dos interstícios dos resíduos. Para a outra propriedade analisada, em que são utilizadas amostras secas do resíduo, é possível notar uma diferença significativa entre os valores de massa específica real para cada componente, levando aos resultados apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.1: Valores de massa específica aparente para amostras do resíduo.

Componente	Valor Médio (g/cm ³)	Réplicas	Desvio Padrão
Casca	1,21	5	0,089
Membrana	1,04	5	0,054
Semente	1,01	5	0,036

Tabela 4.2: Valores de massa específica real para amostras do resíduo.

Componente	Valor Médio (g/cm ³)	Réplicas	Desvio Padrão
Casca	1,55	3	0,043
Membrana	5,89	3	0,052
Semente	2,54	3	0,007

4.1.2 Porosidade

A porosidade de cada componente do resíduo, obtida diretamente através da Equação 3.3, encontra-se apresentada na Tabela 4.3. Conforme esperado, a casca foi caracterizada como o componente menos poroso, seguida pela semente do cítrico. Conseqüentemente, a membrana, sendo o material com maior valor de densidade aparente dentre os demais, apresentou maior porosidade.

Tabela 4.3: Valores de porosidade para amostras do resíduo.

Componente	Valor Calculado (%)
Casca	2,58
Membrana	82,34
Semente	60,23

4.1.3 Calor Específico

A Figura 4.1 mostra que o calor específico das sementes e da casca do cítrico apresenta comportamento linear crescente com relação à temperatura. MARQUES (2008) obteve resultados semelhantes para frutas tropicais e, segundo o autor, este comportamento pode estar relacionado, principalmente, com a sensibilidade do material às mudanças bruscas de umidade e temperatura.

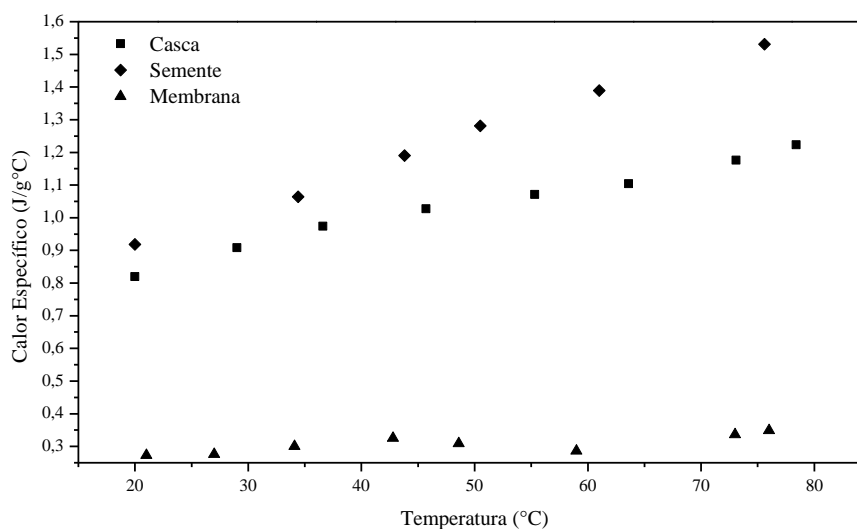


Figura 4.1: Calor específico em função da temperatura.

4.1.4 Cinética de Secagem

Os resultados de umidade do sólido em função do tempo obtidos experimentalmente em secador de leito fixo e camada delgada são apresentados nas Figuras 4.2 (a) a 4.2 (d) e nas Figuras 4.3 (a) a 4.3 (d). Fica claro ao observar as Figuras 4.2 (a) a 4.2 (d) que a maior variação do adimensional de umidade deve-se aos maiores valores de temperatura da fase gasosa. Isto significa um incremento na quantidade de energia térmica transferida do ar para o sólido, facilitando a transferência de umidade nele contida para a corrente de ar. Em adição a estes resultados, é possível verificar nas Figuras 4.3 (a) a 4.3 (d) que o efeito convectivo é pronunciado até o momento em que o tempo de secagem é igual a 300 segundos. Após este período, a convecção não exerce influência significativa no processo, indicando que o fenômeno difusivo de transferência de massa é o mecanismo que governa os instantes finais da secagem. Esta análise engloba todas as faixas de temperatura estudadas.

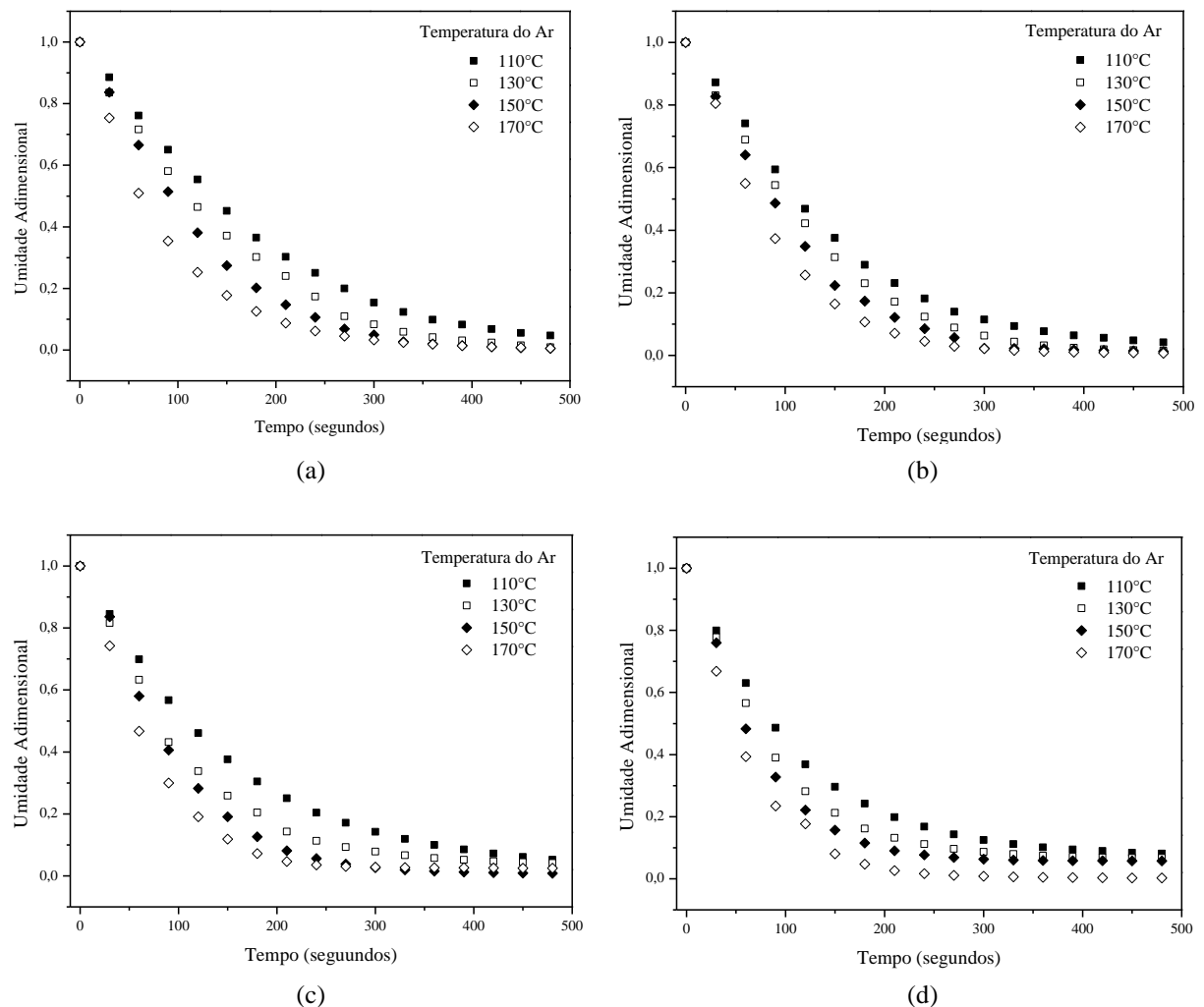


Figura 4.2: Cinética de secagem em leito fixo: (a) $v_g = 1$ m/s; (b) $v_g = 2$ m/s; (c) $v_g = 3$ m/s e (d) $v_g = 4$ m/s.

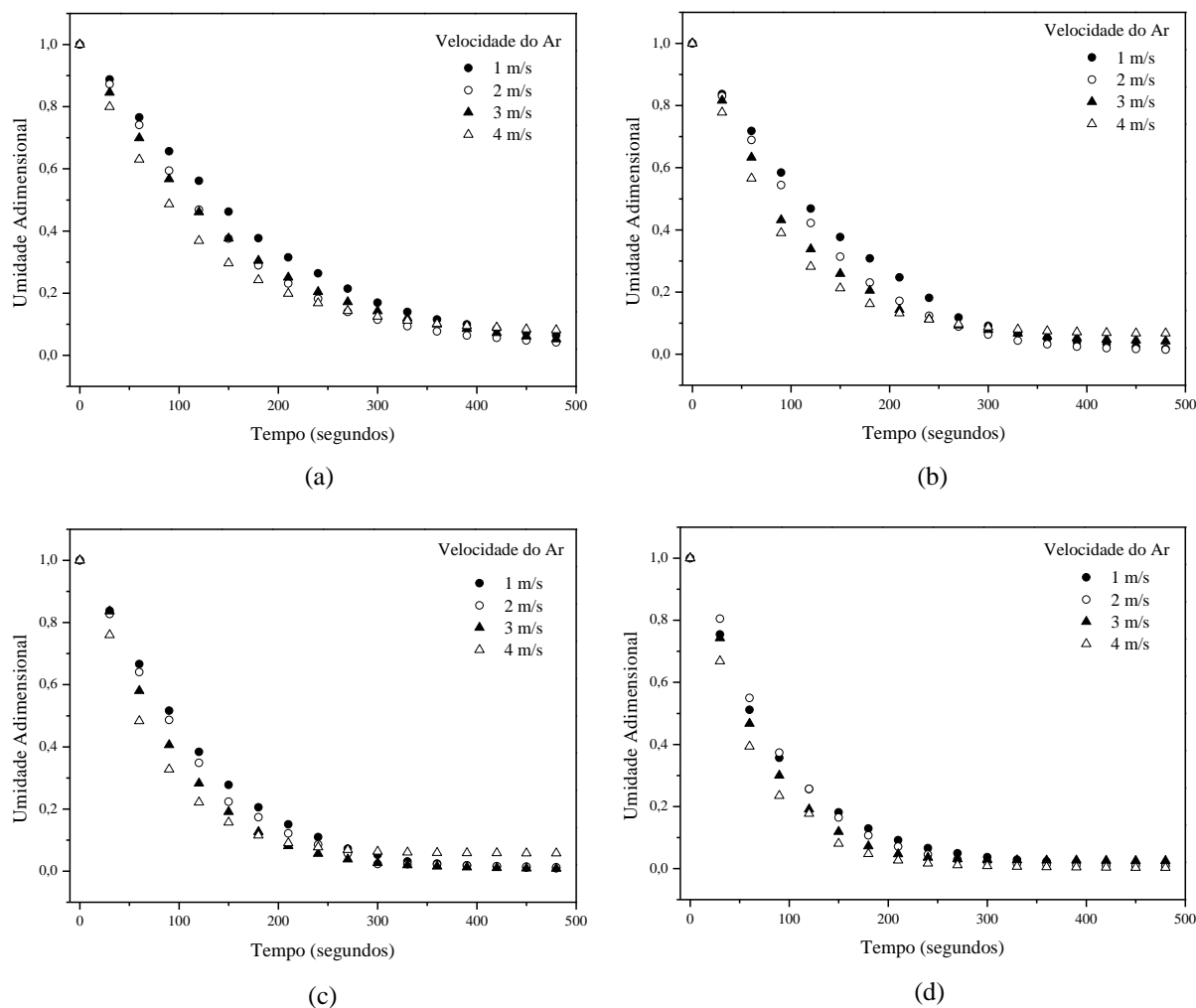


Figura 4.3: Cinética de secagem em leito fixo: (a) $T_g = 110^\circ\text{C}$; (b) $T_g = 130^\circ\text{C}$; (c) $T_g = 150^\circ\text{C}$ e (d) $T_g = 170^\circ\text{C}$.

Para o tratamento dos dados experimentais de cinética de secagem, foi utilizado o modelo difusivo, representado pela Equação 2.9. A difusividade efetiva foi estimada tomando como critério a minimização do quadrado dos desvios, com a equação do modelo truncada em trinta termos da série ($n = 30$). As Figuras 4.4 (a) e (b) apresentam, como exemplo, resultados típicos de comparação da resposta fornecida pelo modelo difusivo confrontados com os dados de secagem obtidos para a velocidade de 3 m/s e temperatura do ar de secagem de 130°C , respectivamente.

Observa-se que apesar dos valores para o coeficiente de correlação serem superiores a 0,9, os dados experimentais são subestimados no início e superestimados pelo modelo ao final da secagem. Possivelmente, os desvios entre os dados observados e preditos devem-se às hipóteses de se assumir a difusividade efetiva como um parâmetro constante e negligenciar o fenômeno de encolhimento do leito poroso que ocorre durante o processo. Assim, uma vez

que estes fenômenos não são considerados pelo modelo proposto, o ajuste global fica comprometido.

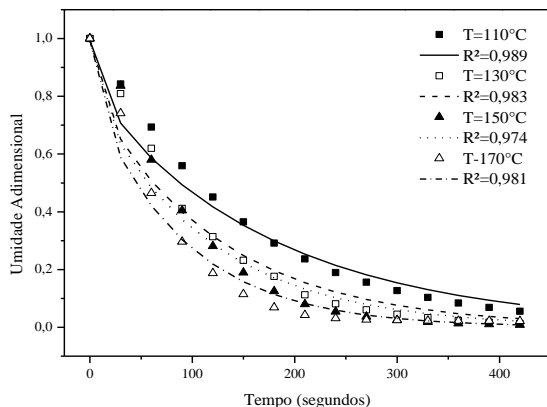


Figura 4.4 (a): Curvas de secagem ajustadas pelo modelo difusivo ($v_g = 3$ m/s).

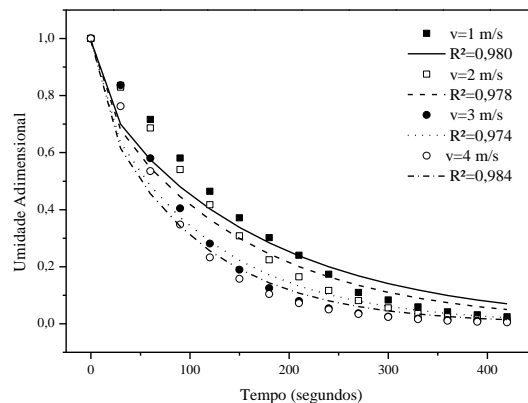


Figura 4.4 (b): Curvas de secagem ajustadas pelo modelo difusivo ($T_g = 130^\circ\text{C}$).

A Tabela 4.4 traz os valores estimados de difusividade efetiva para cada experimento realizado, bem como os respectivos valores das inferências estatísticas. É possível verificar que todas as medidas de não linearidade foram não significativas (Vícios < 1%). Portanto, os valores estimados da difusividade efetiva por mínimos quadrados a partir da equação da difusão são consistentes.

Tabela 4.4: Resultados estatísticos da estimação por mínimos quadrados para o modelo difusivo.

Experimento	D_{ef} (m ² /s)	Vícios (%)	R^2	χ^2	MSE	RMSE
1	$8,744 \times 10^{-8}$	-64,4867	0,9747	0,5452	0,5258	0,2629
2	$1,100 \times 10^{-7}$	-84,5793	0,9810	0,5678	0,5495	0,2747
3	$7,987 \times 10^{-8}$	-58,2790	0,9826	0,5396	0,5216	0,2608
4	$5,615 \times 10^{-8}$	-38,2210	0,9892	0,5045	0,4897	0,2448
5	$1,323 \times 10^{-7}$	-98,4396	0,9892	0,5583	0,5318	0,2659
6	$1,212 \times 10^{-7}$	-89,7758	0,9810	0,5521	0,5270	0,2635
7	$9,746 \times 10^{-8}$	-70,2757	0,9836	0,5331	0,5099	0,2550
8	$7,693 \times 10^{-8}$	-54,3884	0,9888	0,5231	0,5044	0,2522
9	$6,741 \times 10^{-8}$	-47,9856	0,9783	0,5270	0,5100	0,2550
10	$5,474 \times 10^{-8}$	-36,1255	0,9775	0,4898	0,4749	0,2375
11	$7,661 \times 10^{-8}$	-68,1804	0,9759	0,5346	0,5132	0,2566
12	$9,391 \times 10^{-8}$	-68,0078	0,9775	0,5355	0,5132	0,2566
13	$7,119 \times 10^{-8}$	-46,0503	0,9781	0,4824	0,4605	0,2303
14	$4,750 \times 10^{-8}$	-32,6350	0,9812	0,5091	0,4967	0,2483
15	$5,909 \times 10^{-8}$	-38,4454	0,9804	0,4848	0,4669	0,2334
16	$9,427 \times 10^{-8}$	-68,1804	0,9890	0,5346	0,5132	0,2566

Neste trabalho, como o coeficiente de difusão (D_{ef}) é tratado como uma difusividade efetiva, esta consideração permite avaliar, além da dependência com a velocidade do ar de secagem, também sua dependência com a temperatura do gás através de uma correlação do tipo Arrhenius:

$$D_{ef} = D_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \quad (4.1)$$

As Figuras 4.5 e 4.6 apresentam a influência dos parâmetros do ar de secagem na difusividade efetiva. Entendendo este parâmetro como a facilidade com que a umidade existente no sólido é transferida para a corrente de ar, os resultados nos mostram que para temperaturas e velocidades do ar de secagem mais elevadas, maior é o coeficiente de difusão e a reposição da água do interior para a superfície do sólido se dá de maneira mais rápida, aumentando a concentração de umidade nesta região.

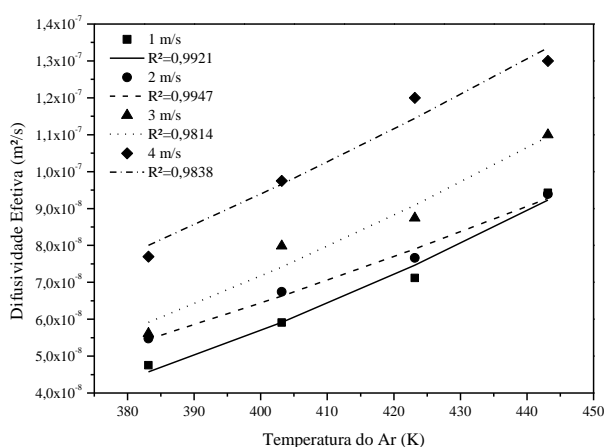


Figura 4.5: Difusividade efetiva em função da temperatura para diferentes velocidades do ar.

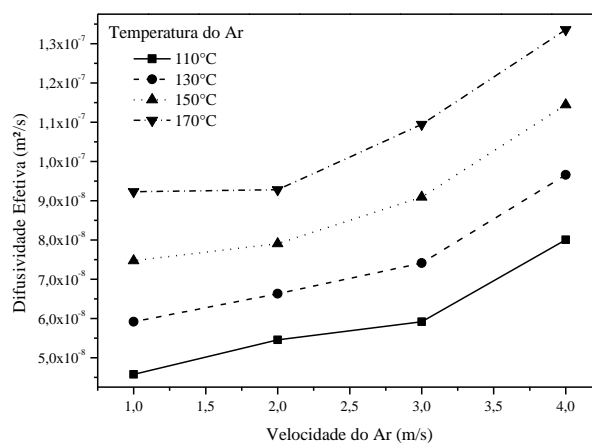


Figura 4.6: Difusividade efetiva em função da velocidade para diferentes temperaturas do ar.

Além do modelo difusivo, propõe-se também o ajuste das curvas de secagem através de modelos semi-empíricos exponenciais sugeridos pela literatura (BARROZO, 1995), os quais estão apresentados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5: Modelos de cinética de secagem para materiais biológicos (BARROZO, 1995).

Modelo	Equação
Lewis	$Y = \exp(-kt)$
Brooker	$Y = a \exp(-kt)$
Page	$Y = \exp(-kt^n)$
Overhults	$Y = \exp(-(kt)^n)$

Nas Tabelas 4.6 a 4.9 são apresentados os resultados estatísticos da estimação dos parâmetros dos modelos por mínimos quadrados para cada experimento.

Tabela 4.6: Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Lewis.

Experimento	k (s ⁻¹)	Vícios (%)	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$
1	0,0103	0,0587	0,9965	$6,32 \times 10^{-4}$	$1,80 \times 10^{-3}$	$3,11 \times 10^{-4}$
2	0,0130	0,0349	0,9972	$3,64 \times 10^{-4}$	$5,40 \times 10^{-3}$	$3,04 \times 10^{-4}$
3	0,0086	0,0348	0,9966	$7,36 \times 10^{-4}$	$1,40 \times 10^{-3}$	$1,76 \times 10^{-4}$
4	0,0064	0,0045	0,9994	$1,15 \times 10^{-4}$	$2,30 \times 10^{-3}$	$3,55 \times 10^{-4}$
5	0,0154	0,0209	0,9990	$1,50 \times 10^{-4}$	$3,45 \times 10^{-4}$	$5,59 \times 10^{-5}$
6	0,0115	0,1029	0,9937	$1,71 \times 10^{-3}$	$2,50 \times 10^{-2}$	$7,14 \times 10^{-5}$
7	0,0094	0,1070	0,9931	$1,90 \times 10^{-3}$	$2,50 \times 10^{-2}$	$8,10 \times 10^{-4}$
8	0,0073	0,0967	0,9934	$2,20 \times 10^{-3}$	$2,71 \times 10^{-2}$	$9,17 \times 10^{-4}$
9	0,0078	0,0375	0,9971	$5,34 \times 10^{-4}$	$2,71 \times 10^{-2}$	$1,11 \times 10^{-3}$
10	0,0066	0,0253	0,9975	$4,47 \times 10^{-4}$	$8,51 \times 10^{-4}$	$2,58 \times 10^{-4}$
11	0,0091	0,0607	0,9968	$7,46 \times 10^{-4}$	$4,33 \times 10^{-4}$	$2,16 \times 10^{-4}$
12	0,0111	0,0553	0,9972	$5,53 \times 10^{-4}$	$2,30 \times 10^{-3}$	$3,57 \times 10^{-4}$
13	0,0084	0,0550	0,9977	$7,37 \times 10^{-4}$	$2,90 \times 10^{-3}$	$2,65 \times 10^{-4}$
14	0,0054	0,0163	0,9976	$3,82 \times 10^{-4}$	$6,70 \times 10^{-3}$	$3,51 \times 10^{-4}$
15	0,0068	0,0354	0,9976	$6,03 \times 10^{-4}$	$4,70 \times 10^{-3}$	$1,86 \times 10^{-4}$
16	0,0111	0,0082	0,9994	$8,74 \times 10^{-5}$	$2,30 \times 10^{-3}$	$2,90 \times 10^{-4}$

Tabela 4.7: Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Brooker.

Experimento	k (s ⁻¹)	Vícios (%)	a (-)	Vícios (%)	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$
1	0,0110	0,0422	1,056	0,0102	0,996	$4,78 \times 10^{-4}$	$3,10 \times 10^{-3}$	$2,22 \times 10^{-4}$
2	0,0134	0,0311	1,028	0,0063	0,997	$3,41 \times 10^{-4}$	$4,80 \times 10^{-3}$	$1,59 \times 10^{-4}$
3	0,0087	0,0384	1,016	0,0109	0,999	$7,47 \times 10^{-4}$	$1,63 \times 10^{-3}$	$3,48 \times 10^{-4}$
4	0,0065	0,0043	1,009	0,0014	0,999	$1,15 \times 10^{-4}$	$1,52 \times 10^{-3}$	$5,43 \times 10^{-5}$
5	0,0156	0,0185	1,014	0,0031	0,999	$1,43 \times 10^{-4}$	$9,46 \times 10^{-4}$	$6,51 \times 10^{-5}$
6	0,0116	0,1060	1,007	0,0244	0,994	$1,88 \times 10^{-3}$	$2,59 \times 10^{-2}$	$8,08 \times 10^{-4}$
7	0,0094	0,1088	0,991	0,0294	0,993	$2,03 \times 10^{-3}$	$2,65 \times 10^{-2}$	$9,11 \times 10^{-4}$
8	0,0070	0,1048	0,962	0,0334	0,991	$2,20 \times 10^{-3}$	$2,73 \times 10^{-2}$	$1,00 \times 10^{-3}$
9	0,0082	0,0296	1,048	0,0087	0,999	$4,18 \times 10^{-4}$	$1,40 \times 10^{-3}$	$1,95 \times 10^{-4}$
10	0,0069	0,0190	1,048	0,0061	0,997	$3,21 \times 10^{-4}$	$3,30 \times 10^{-3}$	$1,51 \times 10^{-4}$
11	0,0095	0,0437	1,053	0,0117	0,996	$5,80 \times 10^{-4}$	$4,90 \times 10^{-3}$	$2,66 \times 10^{-4}$
12	0,0116	0,0406	1,047	0,0094	0,997	$4,35 \times 10^{-4}$	$2,20 \times 10^{-3}$	$1,99 \times 10^{-4}$
13	0,0087	0,0358	1,052	0,0101	0,999	$5,50 \times 10^{-4}$	$7,33 \times 10^{-3}$	$2,50 \times 10^{-4}$
14	0,0056	0,0143	1,039	0,0050	0,998	$3,07 \times 10^{-4}$	$5,81 \times 10^{-3}$	$1,46 \times 10^{-4}$
15	0,0071	0,0288	1,042	0,0091	0,997	$4,90 \times 10^{-4}$	$5,50 \times 10^{-3}$	$2,27 \times 10^{-4}$
16	0,0113	0,0288	1,014	0,0091	0,997	$4,90 \times 10^{-4}$	$6,45 \times 10^{-3}$	$2,27 \times 10^{-4}$

Tabela 4.8: Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Page.

Experimento	k (s ⁻¹)	Vícios (%)	n (-)	Vícios (%)	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$
1	0,0030	0,2542	1,262	0,0176	0,999	$8,43 \times 10^{-5}$	$3,42 \times 10^{-3}$	$3,91 \times 10^{-5}$
2	0,0066	0,4885	1,151	0,0434	0,999	$2,48 \times 10^{-4}$	$8,01 \times 10^{-3}$	$1,16 \times 10^{-4}$
3	0,0087	1,0000	0,996	0,1089	0,999	$7,62 \times 10^{-4}$	$2,34 \times 10^{-3}$	$3,55 \times 10^{-4}$
4	0,0063	0,1599	1,002	0,0143	0,999	$1,18 \times 10^{-4}$	$3,54 \times 10^{-4}$	$5,59 \times 10^{-5}$
5	0,0102	0,3234	1,093	0,0331	0,999	$8,06 \times 10^{-5}$	$1,43 \times 10^{-3}$	$3,64 \times 10^{-5}$
6	0,0172	2,5809	0,911	0,3360	0,991	$1,70 \times 10^{-3}$	$5,99 \times 10^{-2}$	$7,78 \times 10^{-4}$
7	0,0206	2,1483	0,837	0,2736	0,990	$1,63 \times 10^{-3}$	$1,59 \times 10^{-2}$	$7,50 \times 10^{-4}$
8	0,0231	1,4262	0,772	0,1674	0,989	$1,47 \times 10^{-3}$	$1,24 \times 10^{-2}$	$6,40 \times 10^{-4}$
9	0,0026	0,1390	1,219	0,0092	0,999	$5,92 \times 10^{-5}$	$4,42 \times 10^{-3}$	$2,77 \times 10^{-5}$
10	0,0030	0,3475	1,000	0,0241	0,999	$1,94 \times 10^{-4}$	$8,00 \times 10^{-3}$	$9,14 \times 10^{-5}$
11	0,0027	0,1933	1,150	0,0130	0,999	$6,94 \times 10^{-5}$	$4,63 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-5}$
12	0,0037	0,1900	1,251	0,0140	0,999	$6,05 \times 10^{-5}$	$4,12 \times 10^{-3}$	$2,77 \times 10^{-5}$
13	0,0027	0,0397	1,234	0,0027	0,999	$2,52 \times 10^{-5}$	$3,63 \times 10^{-3}$	$1,14 \times 10^{-5}$
14	0,0030	0,4091	1,230	0,0283	0,998	$2,61 \times 10^{-4}$	$8,60 \times 10^{-3}$	$1,24 \times 10^{-4}$
15	0,0026	0,3290	1,107	0,0217	0,999	$1,13 \times 10^{-4}$	$2,50 \times 10^{-3}$	$5,26 \times 10^{-5}$
16	0,0091	0,1592	1,188	0,0163	0,999	$7,06 \times 10^{-5}$	$3,81 \times 10^{-3}$	$3,24 \times 10^{-5}$

Tabela 4.9: Resultado estatístico da estimação por mínimos quadrados para o modelo de Overhults.

Experimento	k (s ⁻¹)	Vícios (%)	n (-)	Vícios (%)	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$
1	0,0100	0,0075	1,268	0,0233	0,999	$7,03 \times 10^{-5}$	$3,50 \times 10^{-3}$	$3,26 \times 10^{-5}$
2	0,0129	0,0644	1,171	0,0255	0,999	$1,62 \times 10^{-4}$	$8,31 \times 10^{-3}$	$7,59 \times 10^{-5}$
3	0,0093	0,0082	1,150	0,0210	0,999	$7,41 \times 10^{-5}$	$2,22 \times 10^{-3}$	$3,46 \times 10^{-5}$
4	0,0067	0,0011	1,064	0,0025	0,999	$1,29 \times 10^{-5}$	$1,23 \times 10^{-3}$	$6,10 \times 10^{-6}$
5	0,0151	0,0169	1,093	0,0359	0,999	$8,06 \times 10^{-5}$	$1,53 \times 10^{-3}$	$3,64 \times 10^{-5}$
6	0,0116	0,3283	0,911	0,4949	0,991	$1,70 \times 10^{-3}$	$2,11 \times 10^{-3}$	$7,78 \times 10^{-4}$
7	0,0097	0,2869	0,837	0,3455	0,990	$1,64 \times 10^{-3}$	$1,61 \times 10^{-3}$	$7,50 \times 10^{-4}$
8	0,0076	0,2045	0,772	0,1970	0,989	$1,40 \times 10^{-3}$	$1,21 \times 10^{-3}$	$6,40 \times 10^{-4}$
9	0,0075	0,0048	1,219	0,0140	0,999	$5,79 \times 10^{-5}$	$2,90 \times 10^{-3}$	$2,71 \times 10^{-5}$
10	0,0064	0,0147	1,150	0,0386	0,999	$1,95 \times 10^{-4}$	$7,52 \times 10^{-3}$	$9,20 \times 10^{-5}$
11	0,0087	0,0059	1,251	0,0181	0,999	$6,33 \times 10^{-5}$	$2,00 \times 10^{-3}$	$2,90 \times 10^{-5}$
12	0,0107	0,0071	1,208	0,0208	0,999	$6,03 \times 10^{-5}$	$3,73 \times 10^{-3}$	$2,76 \times 10^{-5}$
13	0,0080	0,0012	1,230	0,0034	0,999	$1,32 \times 10^{-5}$	$2,02 \times 10^{-4}$	$6,02 \times 10^{-6}$
14	0,0053	0,0168	1,107	0,0410	0,998	$2,59 \times 10^{-4}$	$9,50 \times 10^{-3}$	$1,23 \times 10^{-4}$
15	0,0066	0,0078	1,042	0,0219	0,999	$1,05 \times 10^{-4}$	$3,87 \times 10^{-5}$	$4,87 \times 10^{-5}$
16	0,0111	0,0109	1,188	0,0222	0,999	$7,10 \times 10^{-5}$	$4,42 \times 10^{-3}$	$3,26 \times 10^{-5}$

Observamos que os parâmetros dos modelos de Lewis, Brooker e Overhults, apresentaram valores de Vícios de Box pouco significativos e não-viciados (%Vícios < 1). Estes resultados indicam, além de um bom ajuste dos modelos aos dados experimentais de secagem, a validade dos estimadores de mínimos quadrados para estes casos e a garantia de que todas as estimativas são estatisticamente significativas. O modelo de Page, entretanto, apresentou o parâmetro k com vícios significativos para os experimentos n^{os} 6 a 8. Ainda através das tabelas, verifica-se que o modelo de Overhults apresentou, em média, os maiores valores de coeficiente de correlação quadrático e os menores valores de chi-quadrado, erro parcial médio e raiz quadrada do erro médio, sendo o mais indicado para representar a cinética de secagem dos resíduos cítricos em camada delgada.

A partir destas conclusões, é possível relacionar a constante de secagem (k) estimada do modelo de Overhults com a temperatura e velocidade da corrente de ar e da umidade do sólido, de acordo com a Equação 4.2.

$$k = k(Y_s, T_g, v_g) \quad (4.2)$$

A constante de secagem pode ser relacionada com a temperatura do gás através da correlação de Arrhenius, semelhantemente à Equação 4.1.

$$k = k_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \quad (4.3)$$

Por meio do ajuste da Equação 4.3 aos dados experimentais (Figura 4.7), foi possível obter os parâmetros dessa equação para todas as condições operacionais. Deste modo, o parâmetro k_0 e a energia de ativação (E_a) puderam ser correlacionados com a velocidade do ar de secagem pelas Equações 4.4 e 4.5, conforme mostram as Figuras 4.8 e 4.9.

$$k_0 = \exp(k_1 + k_2 v_g + k_3 v_g^2) \quad (4.4)$$

$$E_a = \exp(E_1 + E_2 v_g + E_3 v_g^2) \quad (4.5)$$

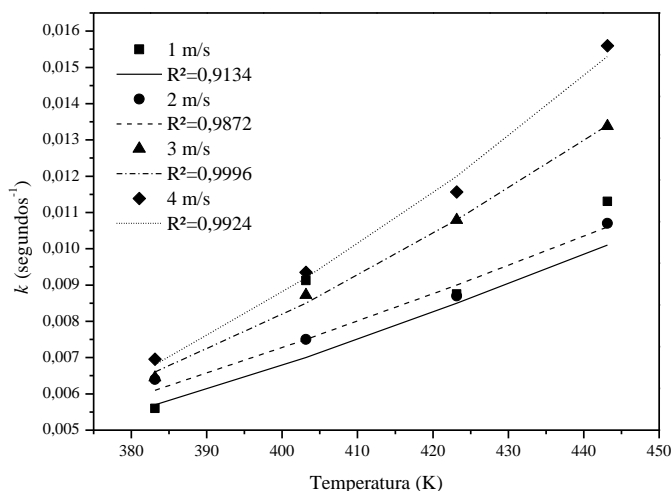


Figura 4.7: Constante de secagem em função da temperatura para diferentes velocidades do ar.

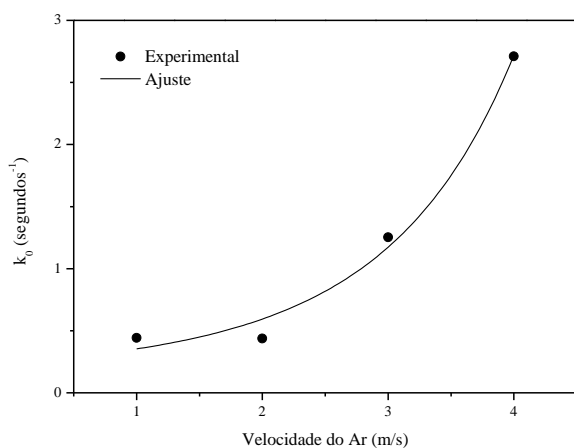


Figura 4.8: Constante k_0 em função da velocidade do fluido ($R^2 = 0,966$).

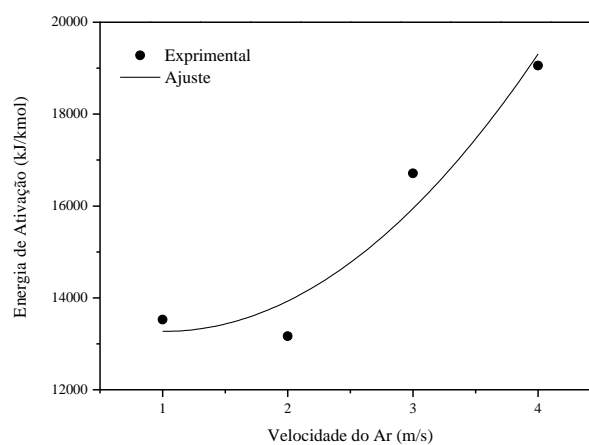


Figura 4.9: Constante E_a em função da velocidade do fluido ($R^2 = 0,833$).

É possível averiguar através das Figuras 4.8 e 4.9 que os parâmetros são muito sensíveis à velocidade do ar, ambos apresentando comportamento exponencial crescente. Estes resultados indicam, mais uma vez, que o fenômeno convectivo possui contribuição expressiva na cinética de secagem dos resíduos cítricos. Na Tabela 4.10 são apresentados os valores dos parâmetros das Equações 4.4 e 4.5, obtidos através de ajustes exponenciais aos dados experimentais.

Tabela 4.10: Valores estimados dos parâmetros presentes nas Equações 4.4 e 4.5.

Equação 4.4		Equação 4.5	
Parâmetro	Valor Estimado	Parâmetro	Valor Estimado
k_1	-1,39569	E_1	13963
k_2	0,27576	E_2	-1368,9
k_3	0,08086	E_3	676,5

4.1.5 Isoterma de Equilíbrio

Com o objetivo de obter uma correlação que pudesse representar os dados de equilíbrio termodinâmico ar-sólido, adotou-se o procedimento estatístico de discriminação dos modelos utilizados na literatura para representar o comportamento higroscópico de materiais biológicos (BARROZO, 2005). Os modelos utilizados são os descritos na Tabela 4.11.

Tabela 4.11: Modelos para umidade de equilíbrio.

Modelo	Equação
Henderson	$Y^* = \left[\frac{\ln(1-UR)}{-aT_g} \right]^{1/b}$
Henderson-Thompson	$Y^* = \left[\frac{\ln(1-UR)}{-a(T_g + c)} \right]^{1/b}$
Chung-Pfost	$Y^* = -\frac{1}{b} \ln \left[\frac{(T_g + c)\ln(UR)}{-a} \right]$
Chen-Clayton	$Y^* = -\frac{1}{cT_g^d} \ln \left(\frac{\ln(UR)}{-aT_g^b} \right)$
Halsey Modificada	$Y^* = \left[\frac{-\exp(aT_g + c)}{\ln(UR)} \right]^{1/b}$

Uma vez que para estes casos não foi possível uma análise bem fundamentada dos Vícios de Box, cujos valores encontrados foram na ordem de 1×10^{-3} a 1×10^{21} , a discriminação estatística de modelos rivais baseou-se nas demais inferências estatísticas apresentadas na Seção 3.6.

Os resultados da Tabela 4.12 revelam que a equação de Halsey modificada apresenta os maiores valores de R^2 e os menores valores de χ^2 , MSE e $RMSE$, indicando que é a mais adequada para representar os dados de equilíbrio termodinâmico de desorção. A proximidade das réplicas, revelada pelos baixos valores de desvio padrão ($S=0,008561$), mostra que o método gravimétrico foi adequado para a determinação experimental da isoterma de equilíbrio. Apesar destas conclusões, verificamos através das Figuras 4.10 e 4.11 que a

isoterma de Halsey modificada não abrange com validade toda a faixa de pontos experimentais. Possivelmente, o emprego de modelos de adsorção e dessorção que abordem conceitos termodinâmicos de natureza mais teórica, possam levar a resultados simulados com maior proximidade aos dados experimentais.

Tabela 4.12: Discriminação estatística das equações para isotermas de equilíbrio.

Modelo	Parâmetro	Valor Esimado	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$
Henderson	a	0,729	0,8906	$6,50 \times 10^{-3}$	$5,38 \times 10^{-3}$	$1,90 \times 10^{-3}$
	b	2,315				
Henderson-Thompson	a	1,524	0,8906	$9,26 \times 10^{-4}$	$1,30 \times 10^{-3}$	$3,41 \times 10^{-4}$
	b	2,315				
	c	8,692				
Chung-Pfost	a	75,181	0,9108	$9,55 \times 10^{-4}$	$2,71 \times 10^{-4}$	$2,73 \times 10^{-4}$
	b	14,906				
	c	50,720				
Chen-Clayton	a	0,523	0,9108	$1,30 \times 10^{-3}$	$1,78 \times 10^{-4}$	$2,73 \times 10^{-4}$
	b	0,669				
	c	1,307				
	d	0,594				
Halsey Modificada	a	-0,242	0,9554	$4,97 \times 10^{-4}$	$1,67 \times 10^{-4}$	$1,42 \times 10^{-4}$
	b	2,251				
	c	10,001				

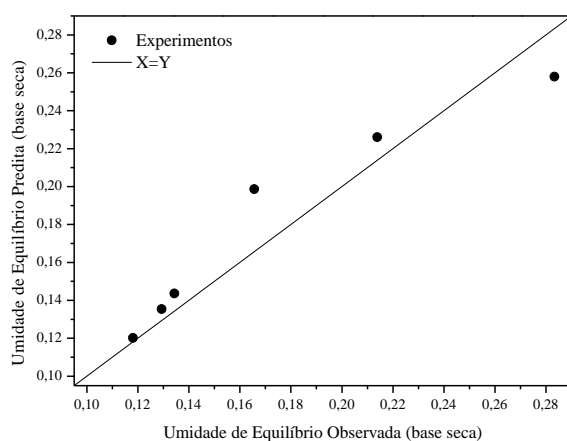


Figura 4.10: Comparação entre dados preditos e observados de umidade de equilíbrio.

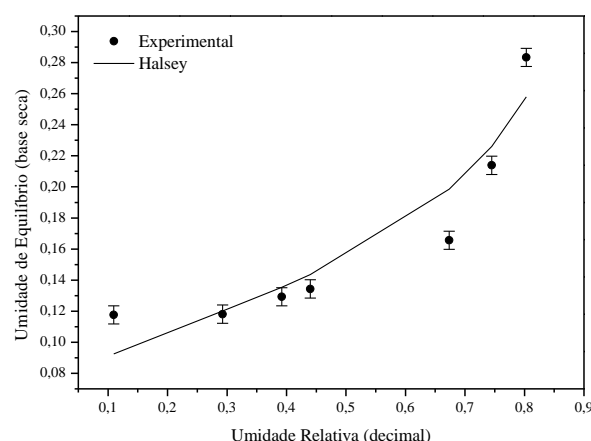


Figura 4.11: Dados experimentais e preditos de umidade de equilíbrio pela isoterma de Halsey.

4.2 Caracterização da Distribuição de Tempos de Residência

Os resultados dos experimentos que correspondem à determinação do tempo médio de residência das partículas, conduzidos nas condições operacionais apresentadas na Tabela 3.4, são apresentados a seguir nas Figuras 4.12 a 4.13. Para normalização das curvas, optou-se por representar a função $E(t)$ na sua forma adimensional, obtida por:

$$\Theta = t/\tau \quad (4.6)$$

$$E(\Theta) = \tau E(t) \quad (4.7)$$

A partir do comportamento das curvas experimentais apresentadas nas Figuras 4.12 (a) e 4.12 (b), é possível verificar uma forma semelhante à curva normal gaussiana, com picos bastante pronunciados, principalmente nas regiões compreendidas entre os tempos adimensionais de 0,8 e 1,1, sugerindo um escoamento do tipo empistonado para as partículas do resíduo que se estabelece no interior do tambor rotativo. Esta característica de escoamento, similar aos resultados obtidos por HATZILYBERIS e ANDROUTSOPOULOS (1999), PANT (2002) e SHEEHAN *et al.*, (2005), pode estar relacionada, principalmente, com as propriedades heterogêneas do sólido e na maneira como os suspensores influenciam no seu carregamento.

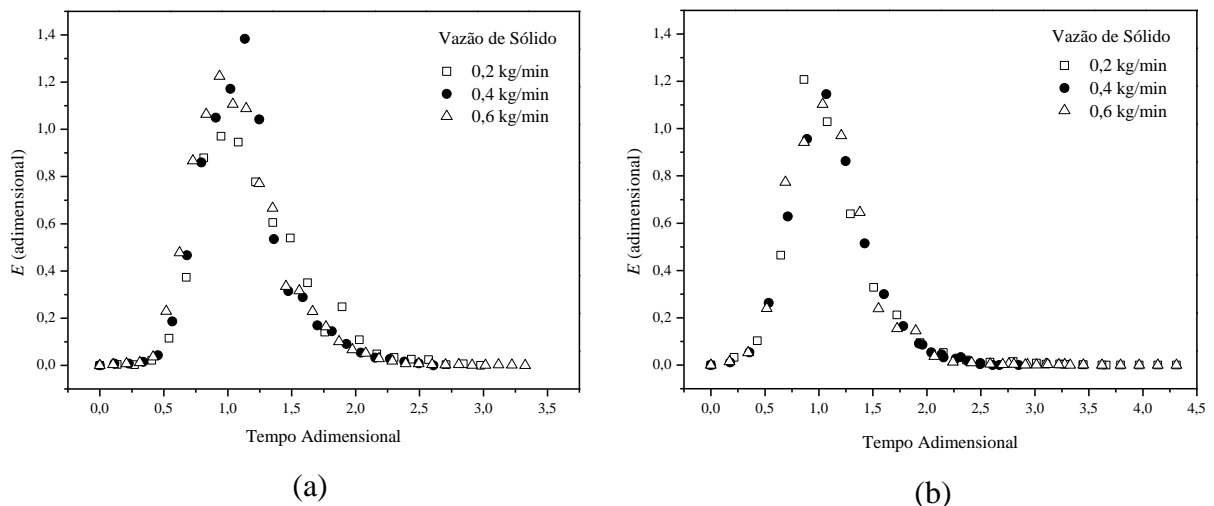


Figura 4.12: Curvas de distribuição de tempos de residência: (a) $v_g = 1$ m/s e (b) $v_g = 2$ m/s.

Ainda ao observar as figuras, é possível verificar que a vazão mássica de sólidos não exerce influência quantitativamente expressiva nas características das curvas. Entretanto, a influência da velocidade do gás pode ser constatada através Figura 4.13, mostrando que para a menor condição avaliada ($v_g = 1$ m/s) são obtidos os maiores valores da função distribuição $E(t)$. Neste caso, o maior escoamento de gás empregado ocasiona maior dispersão dos sólidos no sistema, diminuindo a retenção das partículas no interior do tambor, o que favorece maiores taxas de transporte e, conseqüentemente, histogramas com picos menos pronunciados.

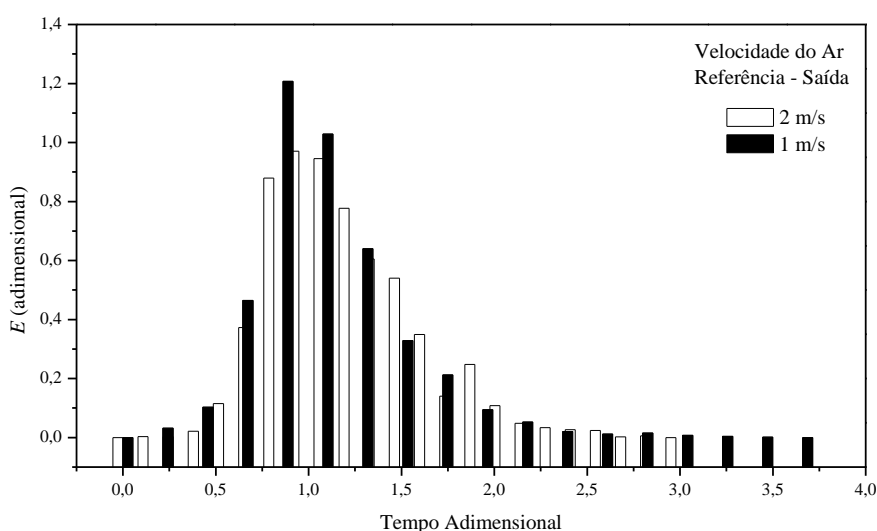


Figura 4.13: Histograma da função distribuição em função do tempo ($\dot{m}_s = 0,4$ kg/min).

As curvas experimentais de DTR foram ajustadas através do modelo de tanques em série estendido (Figuras 4.14 a 4.16), apresentado no trabalho de LEE (2008), devido a sua simplicidade de implementação computacional.

Comparando os resultados experimentais e simulados, verifica-se que, mesmo para um equipamento de escala semi-piloto e um material de características heterogêneas como os resíduos cítricos, o modelo de tanques em série é aceitável para uma primeira análise de simulação das curvas experimentais de distribuição. Verifica-se também, que o número mínimo de tanques em série necessário para descrever todo o transporte da fase sólida no interior do secador é 3,19, ainda para a condição de menor vazão de sólido. Este resultado indica que a distribuição das partículas no interior do secador para as condições analisadas, ainda está distante de uma mistura perfeita, quando n é igual à unidade (RAHIMI e NIKISIAR, 2009).

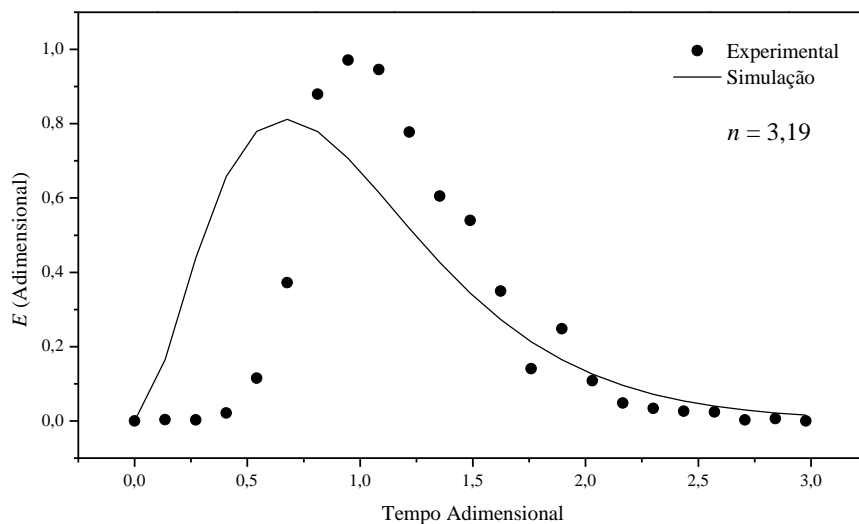


Figura 4.14: Curvas previstas e observadas de DTR para $v_g = 1 \text{ m/s}$ e $\dot{m}_s = 0,2 \text{ kg/min}$.

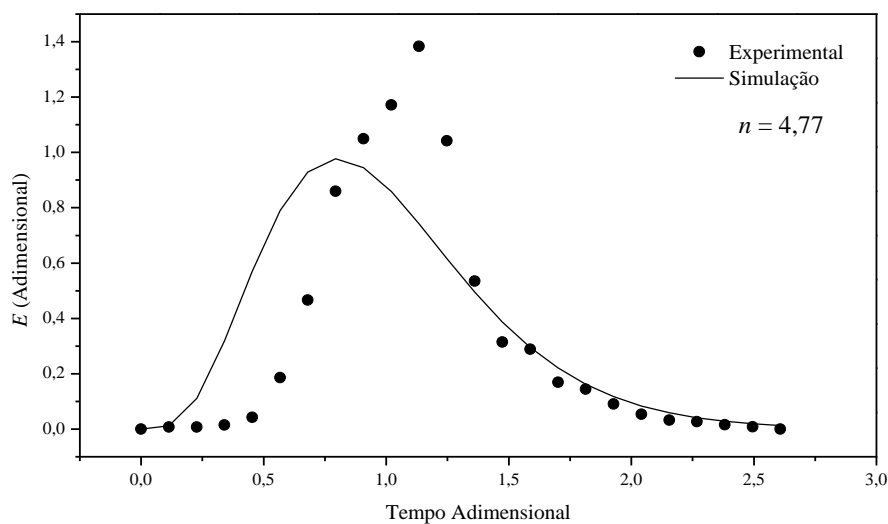


Figura 4.15: Curvas previstas e observadas de DTR para $v_g = 1 \text{ m/s}$ e $\dot{m}_s = 0,4 \text{ kg/min}$.

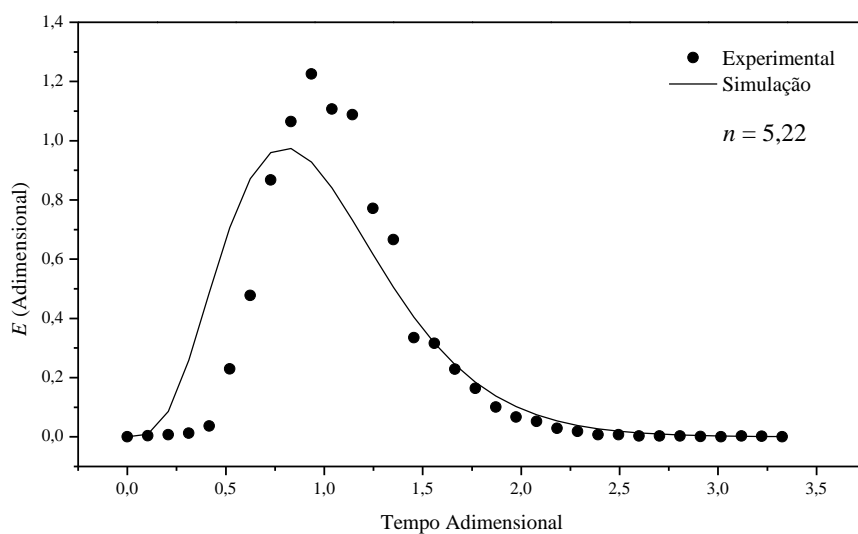


Figura 4.16: Curvas previstas e observadas de DTR para $v_g = 1 \text{ m/s}$ e $\dot{m}_s = 0,6 \text{ kg/min}$.

A Tabela 4.13 traz os valores do tempo de residência obtidos experimentalmente para cada condição avaliada. Conforme mostram os resultados, nota-se que os menores valores de tempo médio de residência se estabelecem para as condições de menor vazão e maior velocidade dos sólidos. Este comportamento pode estar relacionado a alguns fatores, tais como a retenção do sólido e carregamento dos suspensores, força de arraste, características físicas das partículas e seu movimento no interior do tambor.

Tabela 4.13: Resultados da distribuição de tempos de residência.

Vazão de sólidos (kg/min)	Velocidade do ar (m/s)	Tempo de residência (min)
0,2	1	36,94
0,4	1	44,09
0,6	1	48,01
0,2	2	23,22
0,4	2	28,07
0,6	2	28,98

Após a determinação experimental de tempos de residência para cada condição avaliada, ensaios preliminares de secagem mostraram que os tempos de retenção dos sólidos no interior do secador eram excessivamente baixos para se garantir uma evaporação significativa da umidade presente nos resíduos cítricos. Dessa forma, a operação de secagem foi realizada continuamente através do reciclo dos sólidos, cujos resultados experimentais serão apresentados em seguida.

4.3 Experimentos de Secagem

Nessa seção, serão apresentados os estudos referentes à transferência simultânea de calor e massa estabelecidos durante o processo de secagem dos resíduos sólidos no secador rotativo, conduzidos nas condições operacionais apresentadas na Tabela 3.5.

Inicialmente, é apresentada a evolução da temperatura do sólido, obtida na saída do secador, em função do tempo de secagem para as três temperaturas de entrada e velocidade de gás de 2 m/s e vazão de sólidos de 0,4 kg/min, conforme mostra a Figura 4.17.

Quando é dado início ao processo de secagem com reciclo dos sólidos ($t=0$), logo nos instantes iniciais a temperatura do material particulado se eleva em regime transiente e a influência da temperatura de entrada do gás torna-se fundamentalmente significativa apenas nos instantes finais, quando o sólido atinge um baixo grau de umidade e a taxa de secagem é próxima a zero.

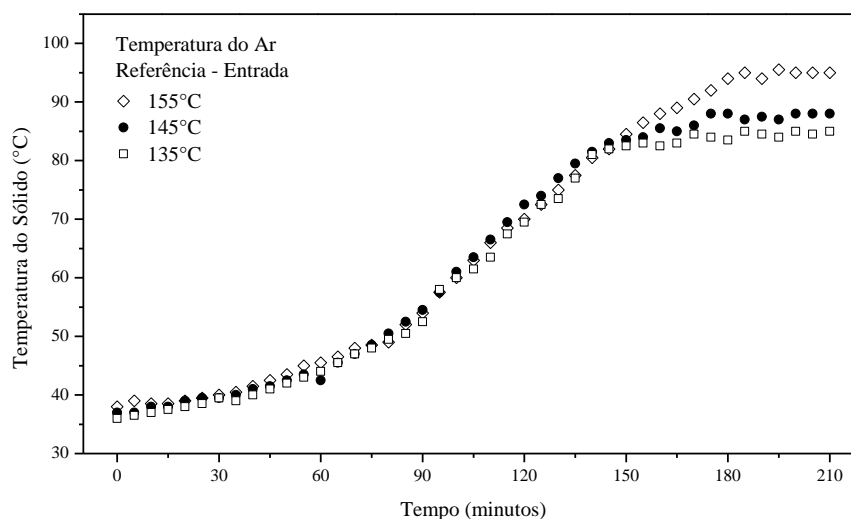


Figura 4.17: Temperatura do sólido em função do tempo para diferentes temperaturas de entrada de ar.

A partir do instante no qual a elevação da temperatura do sólido ocorre de maneira mais acelerada, em $t \approx 90$ minutos, a concentração de líquido em sua superfície é pequena e os mecanismos difusivos de transferência de massa passam a predominar no processo de secagem. Neste período, a transferência de calor entre as fases não é mais compensada e grande parte da energia responsável pela evaporação da água fica disponível para ser utilizada como calor sensível e elevar a temperatura do sólido até que esta, finalmente, atinja o estado estacionário e entre em equilíbrio com a temperatura da fase gasosa, obtida na saída do secador (Figura 4.18).

Na Figura 4.19 é apresentada a influência da velocidade do gás na evolução da temperatura do sólido com o tempo de secagem para a temperatura de entrada de 145°C e vazão de sólidos de $0,4 \text{ kg/min}$. Observando as curvas experimentais, verifica-se, como esperado, que o aumento da velocidade proporciona um maior aquecimento e elevação da temperatura do sólido devido a uma maior energia térmica que é transportada para o interior do leito durante o processo.

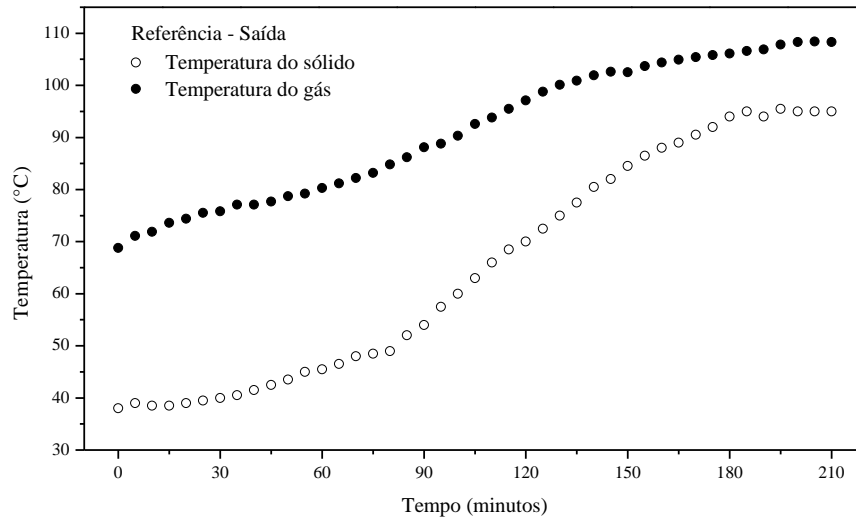


Figura 4.18: Temperatura das fases em função do tempo ($v_g = 2 \text{ m/s}$, $T_g^E = 145^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4 \text{ kg/min}$).

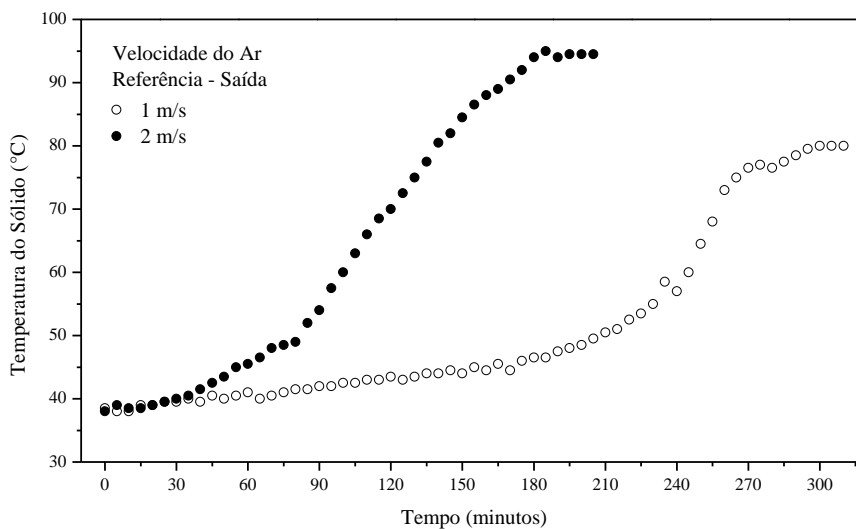


Figura 4.19: Temperatura do sólido em função do tempo ($T_g^E = 145^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4 \text{ kg/min}$).

Observa-se, através das curvas apresentadas na Figura 4.20, que a temperatura do sólido é menor para maiores vazões de resíduo ($\dot{m}_s = 0,4 \text{ kg/min}$). Em complemento a estes resultados, é possível verificar através da Figura 4.21, que a temperatura da fase gasosa, especialmente para esta condição de alimentação, apresenta os menores valores durante todo o experimento e tende ao equilíbrio para tempos longos de secagem. Isso porque, com o aumento da área de troca térmica, a corrente de ar aquecida em contato com uma maior quantidade de resíduo transfere mais energia para promover o aquecimento do sólido e dar início ao processo de evaporação da água.

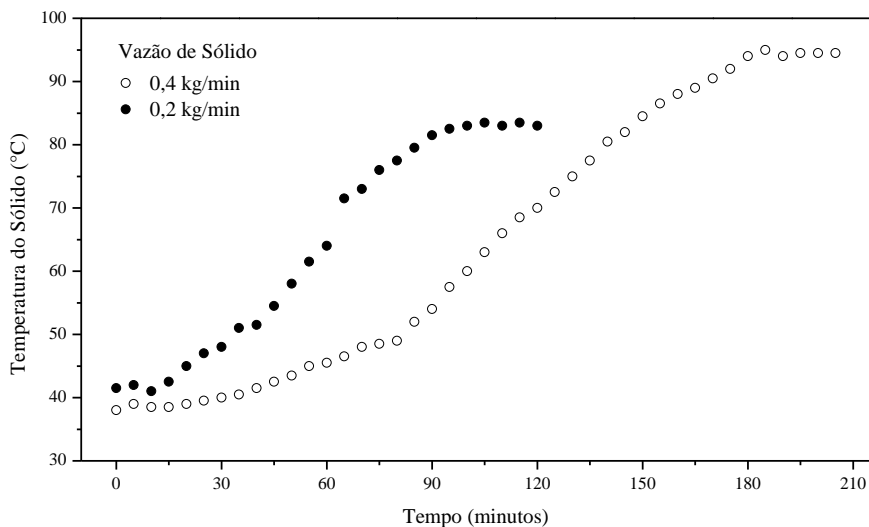


Figura 4.20: Temperatura do sólido em função do tempo ($T_g^E = 145^\circ\text{C}$ e $v_g = 2$ m/s).

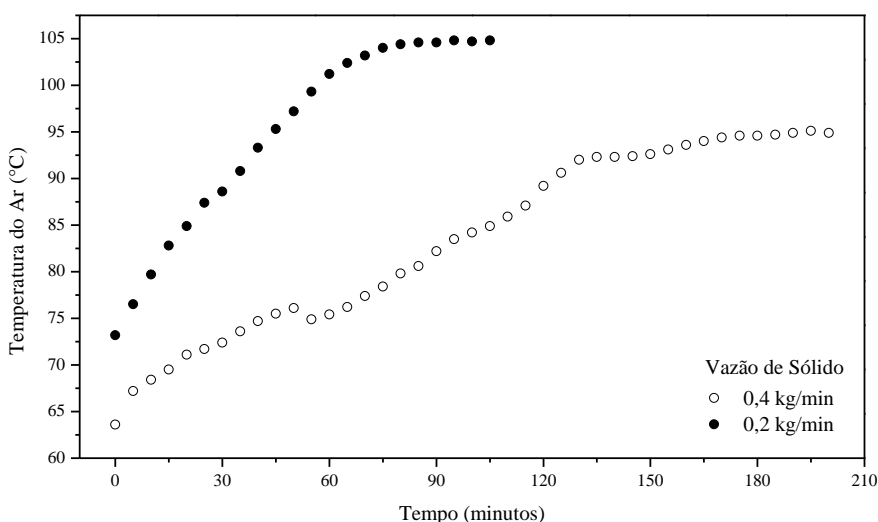


Figura 4.21: Temperatura do ar de secagem em função do tempo ($T_g^E = 145^\circ\text{C}$ e $v_g = 2$ m/s).

As curvas de temperatura do ar de secagem em função do tempo se estabelecem de forma semelhante às curvas de temperatura do sólido apresentadas anteriormente. À medida que ocorre a secagem dos resíduos, a taxa de secagem diminui e menos umidade é transferida para a corrente de ar na forma de vapor. Em consequência, a temperatura da fase gasosa aumenta, atingindo valores mais acentuados ao término da secagem (Figura 4.22).

No regime transiente, quando a temperatura da corrente de ar obtida na saída do secador é função apenas do tempo, é possível observar que esta variável atinge os valores mais acentuados durante todo o processo de secagem nos experimentos em que a velocidade do gás

é maior ($v_g = 2 \text{ m/s}$), conforme pode ser observado na Figura 4.23. Resultados similares também foram observados por ADEMILUYI *et al.* (2010).

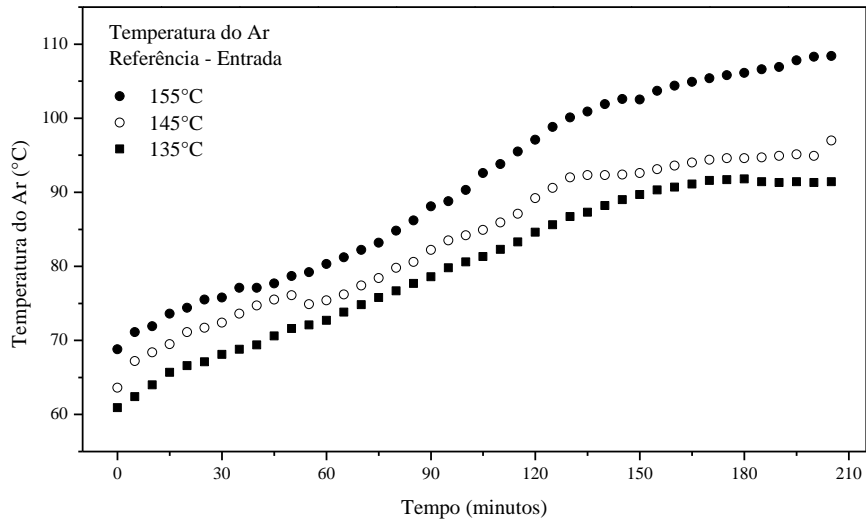


Figura 4.22: Temperatura do ar de secagem em função do tempo ($v_g = 2 \text{ m/s}$ e $\dot{m}_s = 0,4 \text{ kg/min}$).

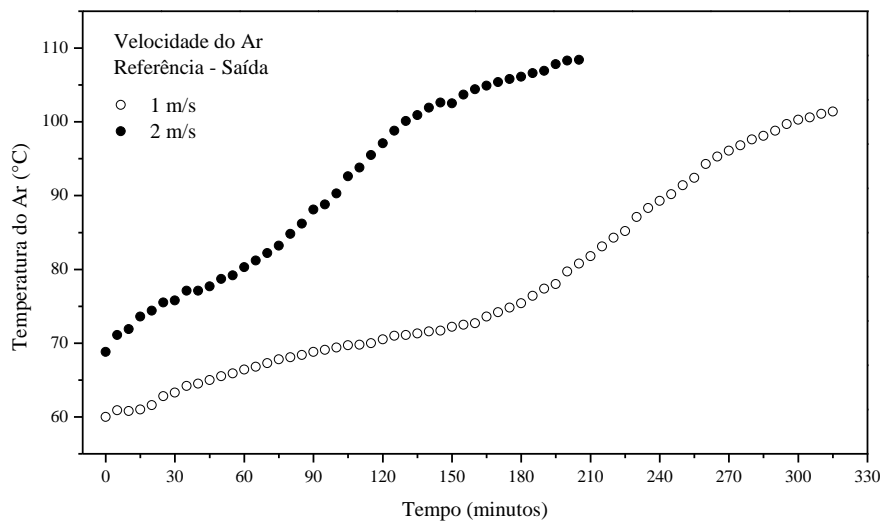


Figura 4.23: Temperatura do ar de secagem em função do tempo ($T_g^E = 155^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4 \text{ kg/min}$).

A Influência do aumento da velocidade do ar também pode ser verificada na temperatura da parede do secador ao longo do processo de secagem (Figura 4.24), cujo ponto de medida localizava-se na saída do equipamento. Pode-se constatar que em ambos os casos apresentados, o mecanismo convectivo, influenciado pelas condições fluidodinâmicas do sistema, exerce influência expressiva na transferência de calor parede-fluido. Os elevados

valores de temperatura encontrados para ambos os casos, principalmente ao término do processo, indicam que a resistência à transferência de calor é pequena e que a perda de energia pelas paredes do equipamento é quantitativamente significativa.

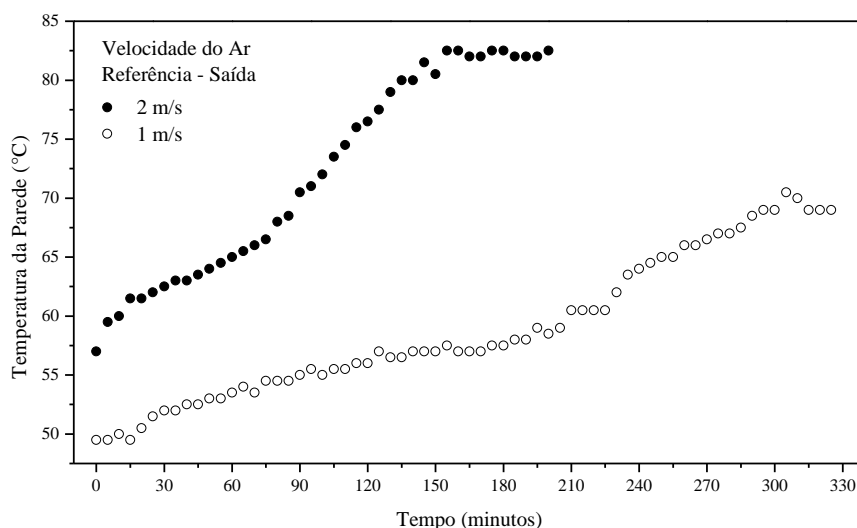


Figura 4.24: Temperatura da parede do secador em função do tempo ($T_g^E = 155^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,4 \text{ kg/min}$).

A partir das medidas de umidade relativa do ar de secagem determinadas na saída do secador rotativo, conforme mostra a Figura 4.25, foram obtidos perfis experimentais de umidade da fase gasosa em função do tempo de secagem para as duas condições de vazão de sólido.

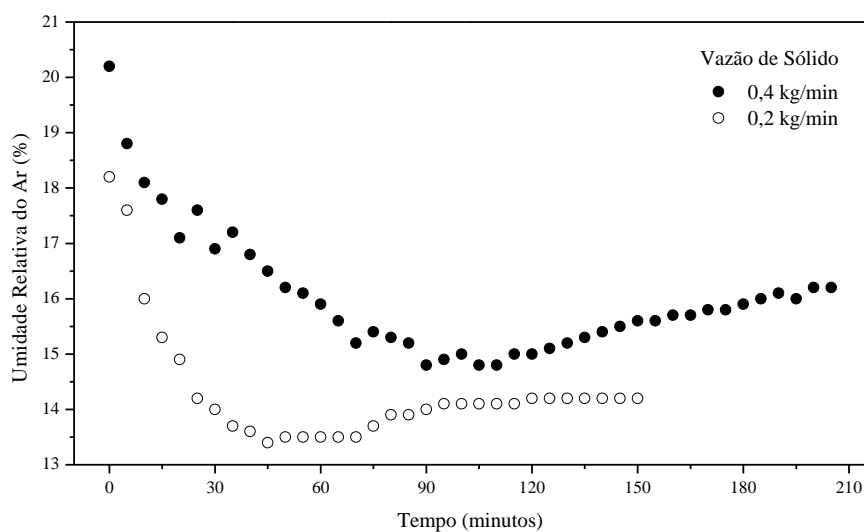


Figura 4.25: Umidade relativa do ar de secagem em função do tempo ($T_g^E = 155^\circ\text{C}$ e $v_g = 2 \text{ m/s}$).

Para ambos os casos avaliados, quando se inicia a transferência de umidade contida no material para a corrente de ar na forma de vapor, a umidade relativa da fase gasosa decresce exponencialmente até um momento em que aparenta ser o estado estacionário ($t=50$ minutos e $t=100$ minutos para a menor e maior condição de vazão de sólido, respectivamente). Entretanto, quando a parcela de água existente no sólido torna-se pequena, a umidade relativa aumenta até o momento em que se iguala ao valor obtido na entrada do equipamento, permitindo que o regime permanente seja finalmente estabelecido.

O grau de saturação da fase gasosa (relação entre a umidade absoluta real do ar e a umidade absoluta do ar saturado) em função do tempo apresenta comportamento decrescente semelhante. Neste caso, a corrente de ar deixa o secador com baixo grau de umidade nos instantes finais do processo de secagem, sugerindo uma menor transferência de massa entre as fases durante este período (Figura 4.26).

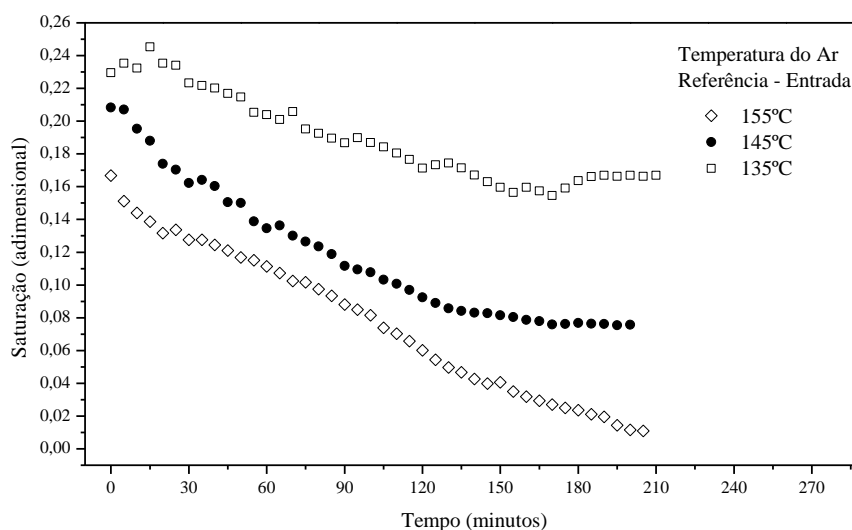


Figura 4.26: Saturação da fase gasosa em função do tempo ($v_g = 2$ m/s e $\dot{m}_s = 0,4$ kg/min).

Ainda na Figura 4.26, merece ser destacado que o incremento da energia térmica favorece a elevação da pressão de vapor do sistema gás-líquido, nas mesmas condições de vazão de sólido e velocidade do gás. Isso implica em valores mais reduzidos de saturação que são encontrados para as maiores temperaturas de entrada de ar.

Através das medidas de umidade do sólido em função do tempo, foi possível a obtenção da cinética de secagem dos resíduos cítricos no secador rotativo, conforme mostram as Figuras 4.27 a 4.29.

Observa-se nestes casos, uma maior flutuação dos dados experimentais em relação aos apresentados para a cinética de secagem no leito fixo, devido a natureza de coleta e menor precisão das medidas. Apesar disto, as curvas de umidade em função do tempo reforçam os comportamentos da secagem obtidos em camada delgada: a predominância do período à taxa constante, caracterizado pelo equilíbrio entre a transferência de massa e energia, o qual é ocasionado pela existência de água de superfície. Estes resultados mostram mais uma vez, que o fenômeno convectivo prevalece até o momento em que a umidade crítica do sólido é estabelecida, dando início à segunda etapa da secagem. Na etapa seguinte (período à taxa de secagem decrescente), na qual prevalecem os mecanismos difusivos de transferência de massa, a umidade contida no interior do sólido difunde através da estrutura do material para ser evaporada em sua superfície, diminuindo significativamente a taxa de secagem (Figura 4.27).

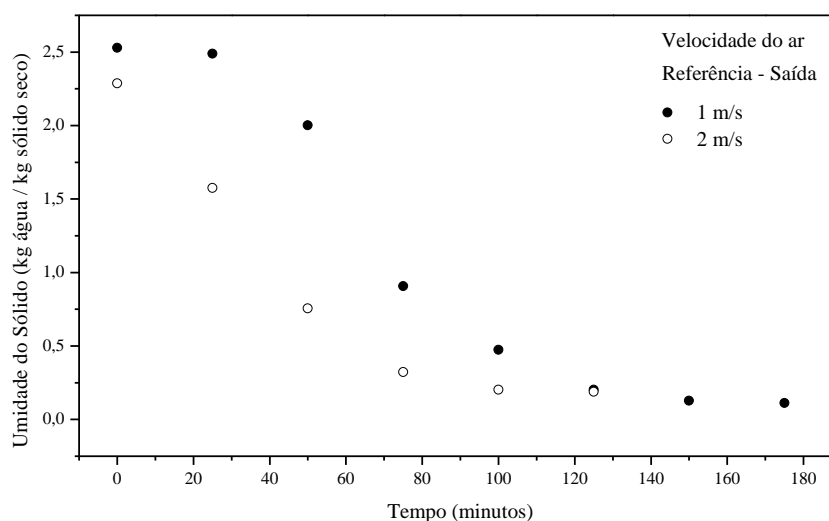


Figura 4.27: Umidade do sólido em função do tempo ($T_g^E = 155^\circ\text{C}$ e $\dot{m}_s = 0,2 \text{ kg/min}$).

Ao se observar simultaneamente as Figuras 4.27 e 4.28, verifica-se que a importância da velocidade mostra-se preponderante em relação à variação da temperatura de entrada do ar, que não apresenta influência qualitativamente significativa no processo de secagem dos resíduos cítricos no secador rotativo.

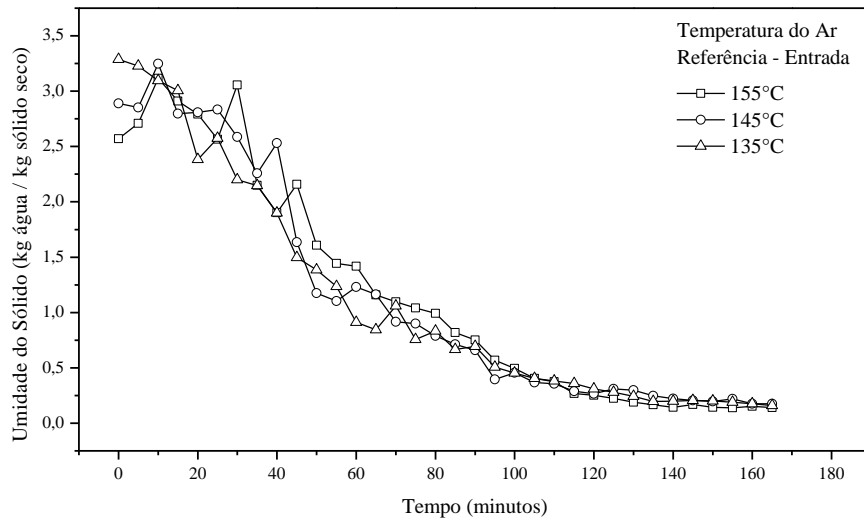


Figura 4.28: Umidade do sólido em função do tempo ($v_g = 2$ m/s e $\dot{m}_s = 0,2$ kg/min).

A Figura 4.29 traz as curvas de umidade do resíduo em função do tempo para as duas vazões de sólido estudadas. Verifica-se que o conteúdo de umidade presente no sólido é sempre maior para a maior condição de alimentação ($\dot{m}_s = 0,4$ kg/min), resultando em tempos mais longos de secagem. Nessa situação, aumentando a retenção de sólidos no interior do secador, o potencial térmico da fase gasosa é menor e, por conseguinte, os coeficientes globais de transferência de massa tendem a apresentar valores menos expressivos. Estes resultados também foram observados por alguns autores (AUDU, 1983; TAIWO, 2010).

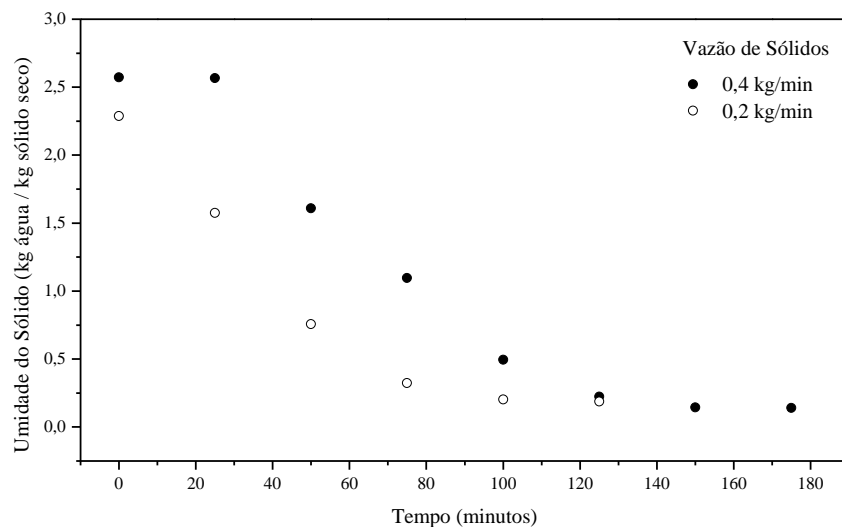


Figura 4.29: Umidade do sólido em função do tempo ($v_g = 2$ m/s e $T_g^E = 155^\circ\text{C}$).

Para o ajuste dos dados experimentais de cinética de secagem obtidos no secador rotativo, optou-se, inicialmente, pelo emprego dos modelos semi-empíricos utilizados nos estudos em camada delgada. Entretanto, os resultados da estimação por mínimos quadrados revelaram que todas as estimativas possuíam baixa validade estatística. Deste modo, visando uma maior consistência dos resultados, foram avaliados três novos modelos descritos em vários trabalhos da literatura, também usados para a descrição da cinética de secagem de resíduos sólidos. As novas correlações propostas são representadas matematicamente pelas Equações 4.8 a 4.10 (CELMA *et al.*, 2009).

Dois termos exponencial:

$$Y_s(t) = Y^* + (Y_{s0} - Y^*)a \exp(-kt) + (1 - a) \exp(-kat) \quad (4.8)$$

Aproximação da difusão:

$$Y_s(t) = Y^* + (Y_{s0} - Y^*)a \exp(-kt) + (1 - a) \exp(-kbt) \quad (4.9)$$

Verma:

$$Y_s(t) = Y^* + (Y_{s0} - Y^*)a \exp(-kt) + (1 - a) \exp(-gt) \quad (4.10)$$

Nas Tabelas 4.14 a 4.16 são apresentados, como exemplo, os resultados estatísticos da estimação dos parâmetros dos modelos por mínimos quadrados, para os experimentos n°s 7, 8 e 9, os quais são utilizados como contexto para o estudo da modelagem matemática proposta neste trabalho.

Tabela 4.14: Resultados estatísticos da estimação de parâmetros por mínimos quadrados (7° experimento).

Modelo	Parâmetro	Valor estimado	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$	Vícios (%)
Dois termos exponencial	k	0,025	0,995	0,0165	0,0312	0,0062	-0,2817
	a	1,770					-0,6712
Aproximação da difusão	k	0,022	0,994	0,0269	0,0626	0,0084	0,7948
	a	1,250					41,636
	b	2,000					1,8066
	k	0,022					0,6102
Verma	a	1,251	0,997	0,0148	0,0237	0,0023	0,8716
	g	0,932					143,309

Tabela 4.15: Resultados estatísticos da estimação de parâmetros por mínimos quadrados (8° experimento).

Modelo	Parâmetro	Valor estimado	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$	Vícios (%)
Dois termos exponencial	k	0,027	0,999	0,0060	0,0320	0,0023	0,0863
	a	2,436					0,0905
Aproximação da difusão	k	0,023	0,987	0,0733	0,1125	0,0229	0,7185
	a	1,793					4,2376
	b	2,000					0,3790
Verma	k	0,025	0,999	0,0114	0,0683	0,0036	0,4114
	a	1,793					0,6506
	g	1,000					13,6247

Tabela 4.16: Resultados estatísticos da estimação de parâmetros por mínimos quadrados (9° experimento).

Modelo	Parâmetro	Valor estimado	R^2	χ^2	MSE	$RMSE$	Vícios (%)
Dois termos exponencial	k	0,027	0,999	0,0045	0,0201	0,0017	0,0715
	a	3,072					0,0882
Aproximação da difusão	k	0,024	0,920	0,5164	0,3310	0,1614	1,0081
	a	1,590					5,7245
	b	2,000					0,7085
Verma	k	0,025	0,999	0,0043	0,0052	0,0013	0,1003
	a	2,505					0,1586
	g	1,000					1,7361

Com base na discriminação estatística de modelos rivais, podemos verificar que para todos os três experimentos, o modelo aproximação da difusão apresentou os menores valores de coeficiente de correlação quadrático e os maiores valores de chi-quadrado, erro parcial médio e raiz quadrada do erro médio, tendo o parâmetro a , valores de vícios bastante significativos. Em relação às demais correlações, observamos que o modelo de Verma oferece, em média, valores estatisticamente mais representativos para as inferências estatísticas. Contudo, esta correlação possui um comportamento não-linear evidente para todas as situações analisadas, sempre associado ao parâmetro g . Em adição a estes resultados, verifica-se que o modelo de dois termos exponencial foi o único em que todos os parâmetros tiveram vícios não significativos. Isto indica a validade dos estimadores de mínimos quadrados para este caso e a garantia de que

todas as estimativas são estatisticamente válidas, o que permite a sua incorporação no modelo matemático que será apresentado a seguir.

4.4 Modelagem Matemática

Para a simulação dos dados experimentais de secagem com reciclo de sólidos, foi utilizado um modelo matemático dinâmico a duas fases de parâmetros concentrados, estabelecido nos princípios da conservação de massa e energia e na distribuição de tempos de residência das partículas no interior do secador. O modelo proposto, similar aos encontrados nos trabalhos de SHARPLES *et al.* (1964), DOUGLAS *et al.* (1992) e YLINIEMI *et al.* (2003), é composto por quatro equações diferenciais ordinárias não lineares, que representam os balanços de massa e energia para as fases consideradas no sistema, ambas com umidade, temperatura e velocidade próprias. Ainda está associado ao sistema diferencial, um conjunto de restrições algébricas que representam as relações de equilíbrio termodinâmico e as transferências de calor e massa entre as fases.

Na concepção do modelo, representada esquematicamente pela Figura 4.30, uma corrente constituída pela fase sólida e outra formada pela fase gasosa deslocam-se ao longo de compartimentos trocando massa e energia. Cada compartimento “S” é considerado como um reator de mistura perfeita e equivale a 1 tempo de residência do sólido no interior da câmara de secagem. Nessa abordagem, o modelo descreve a secagem convectiva em cada volume de controle, onde a temperatura e umidade do sistema gás-sólido não mudam com o espaço em cada seção, sendo função apenas do tempo de residência das partículas no interior do secador.

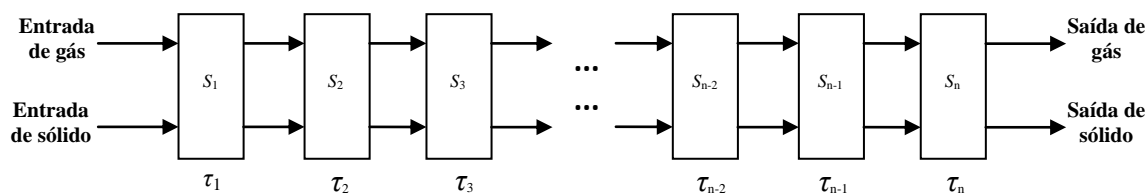


Figura 4.30: Representação esquemática do modelo de parâmetros concentrados.

Para a formulação matemática do problema abordado, admitem-se as seguintes hipóteses:

- o encolhimento do material é desprezível;
- não existem gradientes de temperatura e umidade no interior das partículas;
- os coeficientes de transferência de calor e massa são constantes;
- as massas de resíduo e de gás são constante durante o processo;
- a cinética de secagem dos resíduos só ocorre no período à taxa decrescente;
- a fase gasosa e sólida é considerada uma mistura perfeita, e
- não ocorrem reações químicas durante a secagem dos resíduos.

Com base nas hipóteses formuladas, as variações de umidade e temperatura do sólido e do ar em função do tempo de residência puderam ser obtidas através de balanços macroscópicos de massa e energia, considerando o volume de controle apresentado na Figura 4.31.

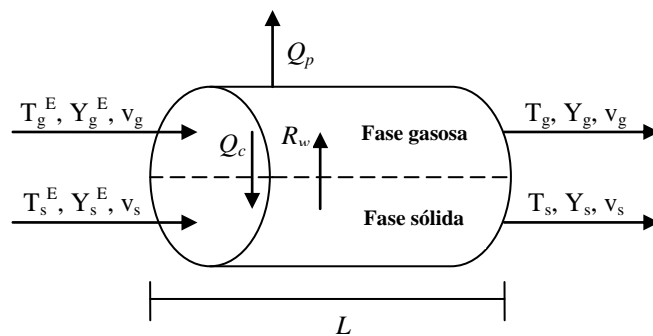


Figura 4.31: Esquema do volume de controle do secador operando com fluxos concorrentes.

4.4.1 Equacionamento Matemático

Balanço de massa para a fase sólida

Em cada compartimento, o balanço global de umidade presente no sólido que entra e sai no volume de controle é descrito por:

$$\frac{dY_s(t)}{dt} = -\frac{v_s}{L} (Y_s(t) - Y_s^E) - R_w \quad (4.11)$$

A velocidade do sólido (v_s) através dos compartimentos é obtida pela relação entre o comprimento da câmara de secagem e o tempo de residência da fase sólida no interior do secador:

$$v_s = \frac{\Delta z}{\Delta t} = \frac{L}{\tau} \quad (4.12)$$

Como a secagem do resíduo sólido é caracterizada pelo período à taxa de secagem constante e decrescente, a velocidade com que a umidade é removida do sólido, R_w , pode ser determinada por uma analogia à Lei de Newton do resfriamento, conforme Equação 4.13:

$$R_w = k(Y_s(t) - Y^*) \quad (4.13)$$

O coeficiente global de transferência de massa (k) pode ser obtido pela correlação de dois termos exponencial. Reescrevendo o modelo, temos:

$$Y_s(t) = Y^* + (Y_{s0} - Y^*)a \exp(-kt) + (1-a) \exp(-kat) \quad (4.14)$$

Com base na discriminação estatística de modelos rivais, a umidade de equilíbrio (Y^*) é determinada pela isoterma de Halsey modificada:

$$Y^* = \left[-\frac{\exp(-0,2428T_g + 10,001)}{\ln(UR)} \right]^{1/2,2514} \quad (4.15)$$

Balço de massa para a fase gasosa

O balanço de massa correspondente a fase gasosa é descrito por:

$$\frac{dY_g(t)}{dt} = -\frac{v_g}{L}(Y_g(t) - Y_g^E) + \frac{M_s}{M_g} R_w \quad (4.16)$$

Assumindo-se constantes a massa de sólido (M_s) e de gás (M_g) durante a secagem, definimos estas variáveis conforme as Equações 4.17 e 4.18, respectivamente.

$$M_s = \dot{m}_s^E \cdot \tau \quad (4.17)$$

$$M_g = \rho_g \pi \frac{D^2}{4} L \quad (4.18)$$

Balanco de energia para a fase sólida

A variação da temperatura do sólido em função do tempo, expressada pela Equação 4.19, considera a energia cedida pelo gás, menos o calor necessário para aquecer, vaporizar e remover a umidade existente no sólido:

$$\frac{dT_s(t)}{dt} = -\frac{v_s}{L} (T_s(t) - T_s^E) + \frac{1}{C_{Ps} + Y_s^E C_{Pw}} \left(\frac{U_v a V (T_g(t) - T_s(t))}{M_s} - R_w C_{Pv} (T_g(t) - T_s(t)) - \lambda R_w \right) \quad (4.19)$$

O coeficiente volumétrico global de transferência de calor entre o gás e o sólido ($U_v a$), é calculado pela correlação empírica proposta por FRIEDMAN e MARSHALL Jr. (1949b), com os parâmetros da equação estimados segundo LISBOA *et al.* (2004):

$$U_v a = 10,87 (\dot{m}_s^E)^{0,19} (\dot{m}_g^E)^{0,68} \quad (4.20)$$

Balanco de energia para a fase gasosa

O balanço de energia em regime transiente para o gás considera o calor cedido para o resíduo, a energia utilizada para evaporar a água e a energia perdida através das paredes do equipamento:

$$\frac{dT_g(t)}{dt} = -\frac{v_g}{L} (T_g(t) - T_g^E) + \frac{1}{C_{Pg} + Y_g^E C_{Pv}} \left(-\frac{U_v a V (T_g(t) - T_s(t))}{M_g} + R_w C_{Pv} T_g(t) - Q_p \right) \quad (4.21)$$

A transferência de calor por convecção através das paredes do secador rotativo pode ser obtida pela equação proposta por DOUGLAS *et al.* (1993):

$$Q_p = U_p \pi D L (T_p - T_a) \quad (4.22)$$

O coeficiente de troca térmica entre a parede do secador e o ar ambiente (U_p) é calculado pela seguinte relação sugerida por BIRD *et al.* (2004):

$$U_p = Nu \frac{K_a}{D} \quad (4.23)$$

Para cilindros levemente inclinados, o número de Nusselt pode ser determinado segundo a seguinte equação:

$$Nu = \left\{ 0,60 + \frac{0,387 Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{Pr} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \quad (4.24)$$

O número de Rayleigh (Ra) é definido como o produto entre os números adimensionais de Prandtl (Pr) e Grashof (Gr), sendo estes últimos, descritos pelas Equações 4.25 e 4.26.

$$Pr = \frac{C_{pa} \mu_a}{K_a} \quad (4.25)$$

$$Gr = \frac{D^3 \rho_a^2 g (T_p - T_a) \beta}{\mu_a^2} \quad (4.26)$$

O valor de β é obtido aplicando-se o inverso da temperatura do filme que se estabelece ao redor da câmara de secagem, conforme mostra a Equação 4.27.

$$\beta = \frac{1}{\frac{T_a + T_p}{2}} \quad (4.27)$$

As demais equações do modelo, que descrevem propriedades físicas específicas de cada fase, estão descritas no Apêndice A deste trabalho.

4.4.2 Solução Numérica

A solução do sistema de equações algébrico-diferencial que constitui o modelo foi obtida numericamente através do método de Runge-Kutta de quarta e quinta ordem de passo variável, implementada em uma rotina computacional desenvolvida em linguagem MatLab® (*Mathworks*, R2007b) que se encontra apresentada no Apêndice B.

As condições iniciais para o sistema diferencial são:

$$Y_s(t)|_{t=0} = Y_{s0} \quad (4.28)$$

$$Y_g(t)|_{t=0} = Y_{g0} \quad (4.29)$$

$$T_s(t)|_{t=0} = T_{s0} \quad (4.30)$$

$$T_g(t)|_{t=0} = T_{g0} \quad (4.31)$$

4.4.3 Resultados Simulados

Nas Figuras 4.32 (a) a 4.32 (d) são apresentados os resultados simulados da secagem pelo modelo de parâmetros concentrados para o 7º, 8º e 9º experimento. As curvas simuladas de temperatura e umidade em função do tempo de residência possuem comportamentos típicos de processos de secagem. A umidade do sólido decresce exponencialmente ao longo do tempo, enquanto que a umidade do gás exibe duas regiões distintas: a primeira, que

corresponde a uma maior transferência de massa no início do processo onde um patamar de umidade é estabelecido; e a segunda região, que exibe uma característica decrescente quando o sólido atinge um baixo grau de umidade e a taxa de secagem diminui, dando início à entrada no regime permanente e o equilíbrio entre as fases. Com respeito às curvas de temperatura das fases sólida e gasosa, ambas apresentam comportamento semelhante, elevando-se rapidamente ao longo do tempo à medida que a umidade é removida do sólido.

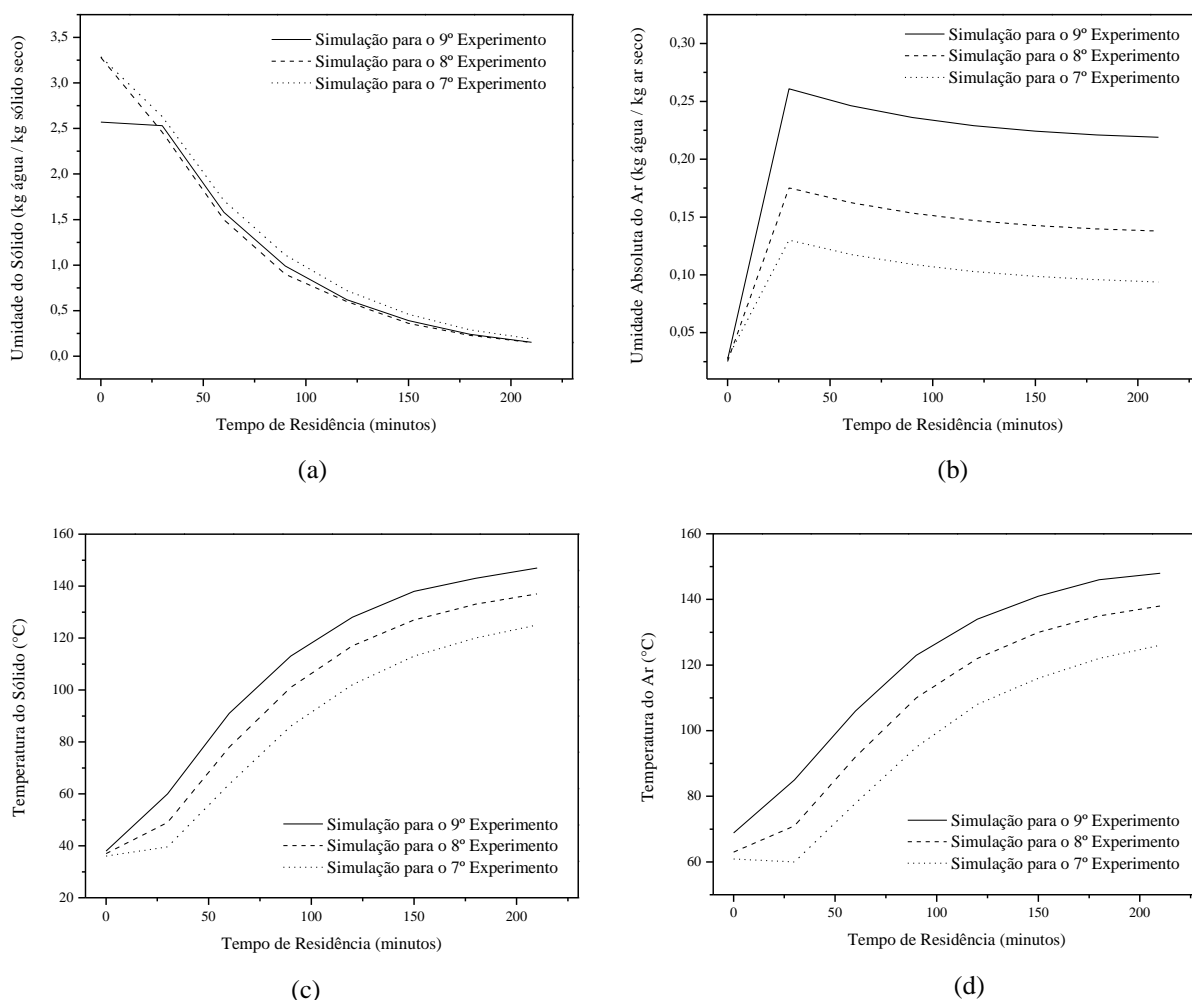


Figura 4.32: Resultados simulados de secagem: (a) Umidade do sólido; (b) Umidade do gás; (c) Temperatura do sólido e (d) Temperatura do ar.

Apesar da consistência física dos resultados, se compararmos os resultados preditos e observados de temperatura e umidade para os três experimentos analisados, conforme mostram as Figuras 4.33 (a) a 4.33 (d), é possível observar que o modelo proposto não se ajusta satisfatoriamente aos dados experimentais de secagem, com desvios sistemáticos de

ordem positiva e negativa. Percebe-se ainda, que variações nos coeficientes globais de transferência de calor e massa para o 9º experimento não melhoram significativamente os resultados simulados, conforme mostram as Figura 4.34 a 4.37.

Possivelmente, a utilização de uma técnica experimental que nos leve à estimação de parâmetros referentes às transferências de calor e a dependência da taxa de secagem com a temperatura do ar, específica para os casos estudados, possa conduzir a perfis de umidade e temperatura que melhor represente os dados experimentais de secagem. Além disso, a hipótese simplificada de que os coeficientes globais de transferência de calor e massa são constantes, isto é, não leva em consideração a variação da temperatura e da umidade das fases durante a secagem, podem vir a contribuir com os resultados obtidos.

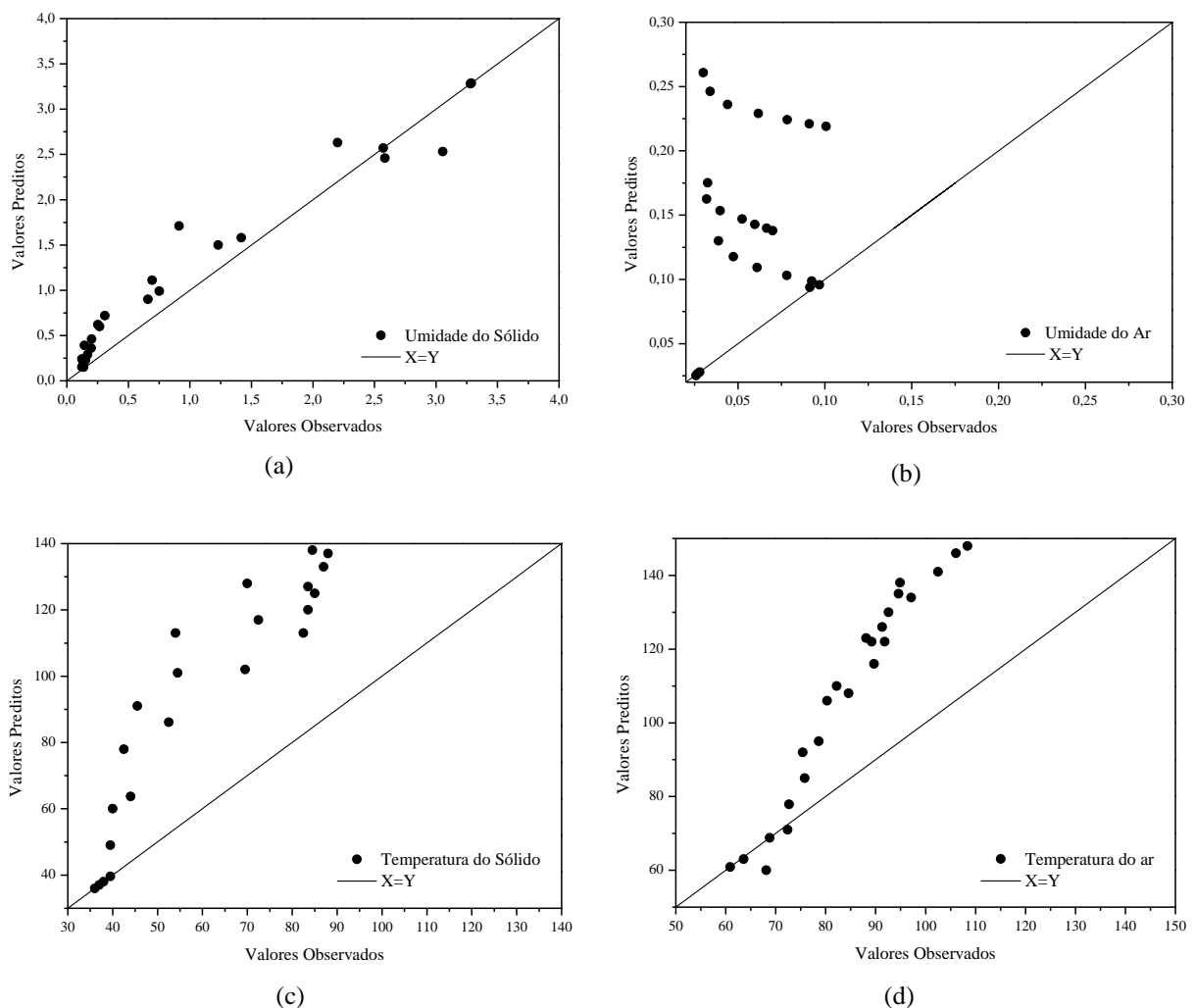


Figura 4.33: Comparação entre resultados preditos e observados: (a) Umidade do sólido; (b) Umidade do gás; (c) Temperatura do sólido e (d) Temperatura do ar.

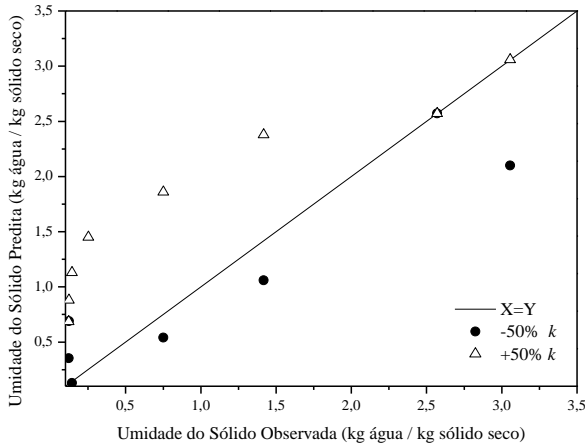


Figura 4.34: Comparação entre resultados preditos e observados de umidade do sólido para variações no coeficiente global de transferência de massa.

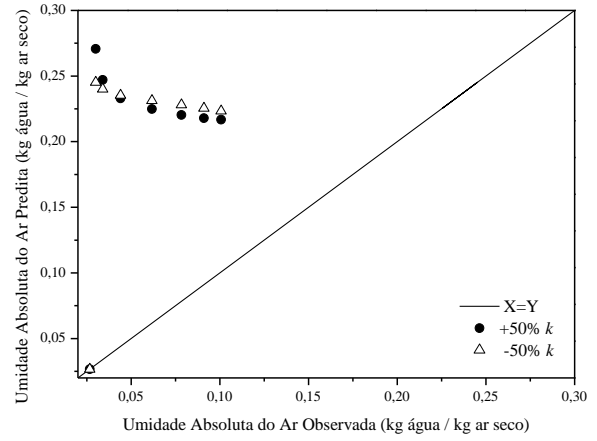


Figura 4.35: Comparação entre resultados preditos e observados de umidade do ar para variações no coeficiente global de transferência de massa.

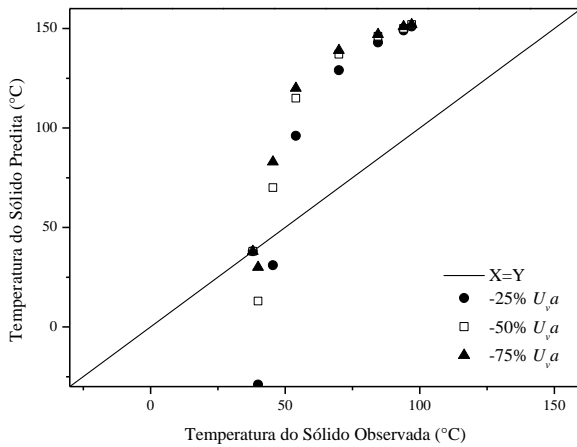


Figura 4.36: Comparação entre resultados preditos e observados de temperatura do sólido para variações no coeficiente global de transferência de calor.

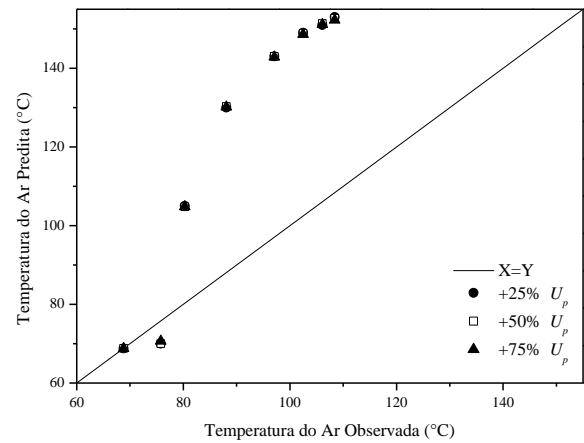


Figura 4.37: Comparação entre resultados preditos e observados de temperatura do ar para variações no coeficiente global de troca térmica parede-ambiente.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

As técnicas utilizadas para a caracterização do resíduo sólido mostraram-se adequadas, revelando a heterogeneidade do material, em que cada componente possui propriedades estruturais e termofísicas próprias.

Os experimentos de cinética de secagem em secador de leito fixo e camada delgada forneceram curvas de umidade do sólido em função do tempo, nas quais foi possível observar a existência de dois períodos de taxa de secagem. Inicialmente, o leito de partículas seca à taxa constante, indicando que a convecção é o mecanismo governante nesta etapa do processo. Na etapa seguinte, o processo de secagem ocorre à taxa decrescente, onde a transferência de umidade ocorre mais lentamente, visto que a água deve migrar do interior para superfície do sólido por difusão. O fenômeno se encerra quando toda a umidade existente no material atinge a superfície, estabelecendo equilíbrio com a corrente de ar.

A técnica de discriminação de modelos rivais, a partir das medidas de não linearidade, permitiu obter com validade estatística o melhor modelo que representasse os dados experimentais de cinética de secagem. Os resultados mostraram que para todos os modelos avaliados obtiveram-se valores de Vícios de Box pouco significativos, o que indica a validade dos estimadores de mínimos quadrados. Com a aplicação de outras inferências estatísticas, a equação de Overhults apresentou o melhor ajuste aos dados de umidade em função do tempo dentre um conjunto de equações analisadas.

O estudo experimental de equilíbrio termodinâmico utilizando-se o método gravimétrico apresentou dados reprodutíveis, face aos baixos valores de desvio padrão encontrados entre as medidas de umidade de equilíbrio e suas réplicas. Baseando-se nos critérios estatísticos utilizados, verificou-se que a equação de Halsey modificada foi a que melhor representou o fenômeno de dessorção de equilíbrio sólido-ar.

A determinação das curvas experimentais de distribuição tempo de residência através da técnica de estímulo e resposta, permitiu o cálculo do tempo de retenção do sólido no interior do secador rotativo para várias condições operacionais. A partir dos resultados, foi observado

que para a maior velocidade de ar analisada, as partículas estão mais susceptíveis à força de arraste, diminuindo significativamente seu tempo de residência. A vazão mássica de sólidos não apresentou influência qualitativamente expressiva, revelada principalmente, pela similaridade geométrica das curvas de distribuição. Paralelamente, o modelo de tanques perfeitamente agitados em série estendido foi proposto para a simulação do transporte dos sólidos no interior do equipamento. Os resultados simulados mostraram ajustes satisfatórios aos dados observados experimentalmente.

Os estudos de secagem dos resíduos cítricos no secador rotativo, o qual operou com alimentação contínua e reciclo de sólidos, proporcionaram curvas de umidade e temperatura com comportamento esperado. Após o início do processo, as temperaturas da parede do secador e das fases sólida e fluida elevam-se rapidamente à medida que a umidade contida no resíduo é transferida para a corrente de ar. Este fenômeno se estabelece até o momento no qual o sólido atinge baixo grau de umidade, onde é dado início à entrada no estado estacionário. As curvas de umidade do sólido apresentaram característica decrescente semelhante às obtidas no secador de leito fixo, enquanto que os perfis de umidade relativa do ar em função do tempo exibiram duas regiões distintas: uma região transiente, referente ao período em que há uma maior transferência de massa e um novo patamar de umidade, quando a taxa de secagem é próxima a zero e as fases existentes no processo tendem ao equilíbrio. Verificou-se ainda, nas condições operacionais estudadas, que a velocidade do fluido mostrou-se mais influente em relação à variação da temperatura de entrada do ar na cinética de secagem do sólido no secador rotativo.

Os resultados da simulação do processo de secagem mostram-se fundamentalmente consistentes, em concordância com trabalhos da literatura. A comparação entre os resultados preditos e observados para os casos avaliados neste trabalho mostra que o modelo de parâmetros concentrados não alcançou precisão satisfatória com relação aos dados experimentais. Possivelmente, a utilização de coeficientes de transporte de calor e massa que levassem em consideração a variação da temperatura do ar e da umidade do sólido durante o processo, pudesse apresentar influência mais significativa, permitindo uma melhor similaridade dos dados simulados com os resultados experimentais.

Visando dar continuidade à linha de pesquisa na qual se enquadra este trabalho, ficam como sugestões para trabalhos futuros:

A determinação das isotermas de equilíbrio de adsorção e dessorção para o resíduo cítrico em outras temperaturas.

A realização de estudos experimentais de secagem no secador rotativo utilizando resíduos de outra natureza, como por exemplo, inorgânica (resíduos de borracha, de plásticos e de papel, por exemplo).

O estudo da secagem em secadores rotativos convencionais operando com escoamento contracorrente de ar e sólidos, permitindo uma comparação qualitativa com os resultados obtidos nesse trabalho.

A investigação da secagem em secadores rotativos de diferentes configurações utilizando a fluidodinâmica computacional, proporcionando uma melhor compreensão dos fenômenos de transporte de momento, calor e massa.

A verificação das eficiências térmicas e energéticas do processo de secagem dos resíduos, a fim de avaliar a viabilidade desta operação.

A avaliação da fluidodinâmica do secador utilizando materiais heterogêneos de diferentes origens.

O estudo da dependência dos coeficientes globais de transporte com a umidade do sólido e com a temperatura do ar, a fim de investigar se estes parâmetros apresentam uma influência mais significativa na modelagem do processo de secagem.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ADAPA, P. K.; SCHOENAU, G. J.; ARINZE, E. A. Fractionation of alfafa into leaves and stems using a three pass rotary drum dryer. **Biosystems Engineering**, v. 91, n. 4, p. 455–463, 2004.
- ADEMILUYI, F. T. *et al.* Effects of drying parameters on heat transfer during drying of fermented ground cassava in a rotary dryer. **Drying Technology**, v. 28, n. 4, p. 550–561, 2010.
- ALEXANDRINO, A. M. *et al.* Aproveitamento de resíduos da laranja para a produção de enzimas lignocelulolíticas por *Pleurotus ostratus* (Jack: Fr). **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 27, n. 2, p. 364–368, 2007.
- ALVAREZ, P. I.; SHENE, C. Experimental study of residence time in the direct rotary dryer. **Drying Technology**, v. 7, n. 12, p. 1629–1651, 1994.
- ALVAREZ, P. I.; VEGA, R. B.; BLASCO, S. R. Analisis teórico y experimental de um secado totatorio indirecto continuo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS, 26., 1998, Teresópolis. **Anais...** Teresópolis-RJ: UFRRJ, 1998.
- ARJONA, R.; OLLERO, P.; VIDAL, F. Automation of an olive waste industrial rotary dryer. **Journal of Food Engineering**, v. 68, n. 2, p. 239–247, 2005.
- ARRUDA, E. B. *et al.* Modeling of fertilizer drying in roto-aerated and conventional rotary dryers. **Drying Technology**, v. 27, n. 9, p. 927–937, 2009.
- AUDU, T. O. K. Determination of the optimum parameter of rotary dryer for gari processing. **The Chemical Engineering Journal**, v. 26, n. 2, p. 157–163, 1983.
- BACELOS, M. S.; JESUS, C. D. F.; FREIRE, J. T. Modelling and drying of carton packaging waste in a rotary. **Drying Technology**, v. 27, n. 9, p. 927–937, 2009.
- BAKER, C. G. J. Cascading rotary dryers. In: MUJUMDAR, A. S. **Advances in drying**. New York: Hemisphere, v. 2, 1983, p. 1–51.
- BAKER, C. G. J. The design of flights in cascading rotary dryers. **Drying Technology**, v. 6, n. 2, p. 631–653, 1988.
- BARROZO, M. A. S. 1995. **Transferência de calor e massa entre o ar e sementes de soja em leite deslizante e escoamentos cruzados**. 163 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 1995.
- BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. **Fenômenos de transporte**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2004, 838 p.

BOX, M. J. Bias in nonlinear estimation. **Journal of Royal Statistics Society, Series B**, v. 33, n. 2, p. 171–201, 1971.

BRITTON, P. F.; SHEEHAN, M. E.; SCHNEIDER, P. A. A physical description of solids transport in lighted rotary dryers. **Powder Technology**, v. 165, n. 3, p. 153–160, 2006.

CAO, W. F.; LANGRISH, T. A. G. Comparison of residence time models for cascading rotary dryers. **Drying Technology**, v. 17, n. 4, p. 825–836, 1999.

CANALES, E. R.; BÓRQUEZ, R. M.; MELO, D. L. Steady state modelling and simulation of an indirect rotary dryer. **Food Control**, v. 12, n. 2, p. 77–83, 2001.

CAVICHIOLO, J. R. **Secagem do bagaço de laranja em secador tipo flash**. 2010. 83 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

CELMA, A. R.; CUADROS, F.; LÓPEZ-RODRIGUES, F. Characterization of industrial tomato by-products from infrared drying process. **Food and Bioproducts Processing**, v. 87, n. 4, p. 282–291, 2009.

CORAZZA, M.; RODRIGUES, D. G.; NOZAKI, J. Preparação e caracterização do vinho da laranja. **Química Nova**, v. 24, n. 4, p. 449–452, 2001.

CRANK, J. **The mathematics of diffusion**. 2. ed. Oxford: Clarendon Press, 1975. 414 p.

DAHAKAL, R. P.; GHIMIRE, K. N.; INOUE, K. Adsorptive separation of heavy metals from an aquatic environment using orange waste. **Hydrometallurgy**, v. 79, n. 3–4, p. 182–190, 2005.

DIDRIKSEN, H. Model based predictive control of a rotary dryer. **Chemical Engineering Journal**, v. 86, n. 1-2, p. 53–60, 2002.

DING, Y. L. *et al.* Solids motion in rolling mode rotating drums operated at low to medium rotational speeds. **Chemical Engineering Science**, v. 56, n. 7, p. 1769–1780, 2001.

DOUGLAS, P. L.; KWADE, A.; LEE, P. L.; MALLIK, S. K. Simulation of rotary dryer for sugar crystalline. **Drying Technology**, v. 11, n. 1, p. 129–155, 1993.

DRIVER, J. *et al.* Effect of lifter design on drying performance in rotary dryers. **Drying Technology**, v. 21, n. 2, p. 369–381, 2003.

DUCHESNE, C.; THIBAUT, J.; BAZIN, C. Modeling of the solids transportation within an industrial rotary dryer: a simple model. **Industrial Engineering Chemistry Research**, v. 35, n. 7, p. 2334–2341, 1996.

FINZER, J. R. D. *et al.* Pastelike materials drying in a rotary dryer with inert bed. **Perspectiva**, v. 26, n. 95, p. 55–59, 2002.

FIorentin, L. D. *et al.* Análise da secagem do bagaço de laranja em camada fina utilizando modelos semi-teóricos e empíricos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS, 34., 2009, Campinas. **Anais...** Campinas-SP: Unicamp, 2009.

FOUST, A. S. *et al.* **Princípios das operações unitárias**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 1982. 670 p.

FREIRE, J. T.; FERREIRA, M. C.; FREIRE, F. B. Secagem de pastas em leito de jorro. In: FREIRE, J. T.; SILVEIRA, A. M. **Fenômenos de transporte em sistemas particulados: fundamentos e aplicações**. São Carlos: Suprema, 2009, p. 98–129.

FRIEDMAN, S. J.; MARSHAL Jr., W. R. Studies in rotary drying, Part. I: Holdup and Dusting. **Chemical Engineering Progress**, v. 45, n. 9, p. 482–573, 1949a.

FRIEDMAN, S. J.; MARSHAL Jr., W. R. Studies in rotary drying, Part. II: Heat and Mass Transfer. **Chemical Engineering Progress**, v. 45, n. 9, p. 573–588, 1949b.

GHIMIRE, K. N. *et al.* Adsorptive separation of arsenate and arsenite anions from aqueous medium by using orange waste. **Water Research**, v. 37, n. 20, p. 4945–4953, 2003.

GONÇALVES, E. C. **Secagem ciclônica do resíduo da indústria processadora de laranja**. 1996. 87 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1996.

GREENSPAN, L. Humidity fixed points of binary saturated aqueous solutions. **Journal of Research of the National Bureau of Standards – A, Physics and Chemistry**, v. 81, n. 1, p. 89–96, 1977.

GUERRERO, O. C.; BRITTO, J. C. Re-use of industrial orange wastes as organic fertilizers. **Bioresource Technology**, v. 53, n. 1, p. 43–51, 1995.

HALLSTRÖM, A. Rotary drying of fertilizers I: simulation. **Journal of Separation Process Technology**, v. 6, p. 49–53, 1985.

HARTZILYBERIS, K. S.; ANDROUSTPOULOS, G. P. An RTD study for the flow of lignite particles through a pilot rotary dryer. **Drying Technology**, v. 17, n. 4–5, p. 745–757, 1999.

HIMMELBLAU, D. M. **Engenharia química: princípios e cálculos**. 5. ed. Rio de Janeiro: Prentice-Hall do Brasil, 1998. 506 p.

IGUAZ, A.; BUDMAN, H.; DOUGLAS, P. L. Modelling and control of an alfalfa rotary dryer. **Drying Technology**, v. 20, n. 9, p. 1869–1887, 2002.

IGUAZ, A *et al.* Mathematical modeling and simulation for the drying process of vegetable wholesale by-products in a rotary dryer. **Journal of Food Engineering**, v. 59, n. 2, p. 151–160, 2003.

ÍTAVO, L. C. V *et al.* Substituição da silagem de milho pela silagem do bagaço de laranja na alimentação de vacas leiteiras. Consumo, produção e qualidade do leite. **Revista Brasileira de Zootecnia**, v. 29, n. 5, p. 1498–1503, 2000.

KAENSUP, W.; CHUTIMA, S.; WONGWISES, S. Experimental study on drying of chilli in a combined microwave-vacuum-rotary drum dryer. **Drying Technology**, v. 20, n. 10, p. 2067–2079, 2002.

KALEEMULLAH, S.; KAILAPPAN, R. Drying kinetics of red chillies in a rotary dryer. **Biosystems Engineering**, v. 92, n. 1, p. 15–23, 2005.

KEEY, R. B. **Drying principles and practice**. 1. ed. Oxford: Pergammon Press, 1972, 358 p.

KELLY, J. J. Flight design in rotary dryers. **Drying Technology**, v. 10, n. 4, p. 979–993, 1992.

KELLY, J. J. Rotary drying. In: MUJUNDAR, A. S. **Handbook of industrial drying**. New York: Marcell Dekker Inc., 1995, p. 161–183.

KELLY, J. J.; O'DONNELL, J. P. Residence time model for rotary drums. **Transactions of Institute of Chemical Engineers**, v. 55 p. 243–252, 1977.

KROKIDA, M. K.; MAROULIS, Z. B.; KREMALIS, C. Process design of rotary dryers for olive cake. **Drying Technology**, v. 20, n. 4–5, p. 771–788, 2002.

LANGRISH, T. A. G.; PAPADAKIS, S. E.; BAKER, C. G. J. Residence times of two- and three-component mixtures in cascading rotary dryers. **Drying Technology**, v. 20, n. 2, p. 325–350, 2002.

LARIO, Y. *et al.* Preparation of high dietary fiber powder from lemon juice by-products. **Innovative Food Science & Emerging Technologies**, v. 5, n. 1, p. 113–117, 2004.

LEE, A. **Modelling the solids transport phenomena within flighted rotary dryers**. 2008. 260 p. Thesis (Doctor in Philosophy) – School of Engineering, James Cook University, Townsville, 2008.

LIMAVERDE Jr., J. R. *et al.* Secador rotatório com recheio de inertes com múltiplas câmaras longitudinais. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS, 26., 1998, Teresópolis. **Anais...** Teresópolis-RJ: UFRRJ, 1998.

LISBOA, M. H. *et al.* A study of particle motion in rotary dryer. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 24, n. 3, p. 365–374, 2007.

LUIKOV, A. V. **Heat and mass transfer in capillary-porous bodies**. 1. ed. Oxford: Pergamon Press, 1966. 523p.

LUZ, G. R. **Modelagem matemática e análise do secador rotativo de farelo de soja**. 104 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2006.

LUZ, G. R. *et al.* Dynamic modeling and control of soybean meal drying in a direct rotary dryer. **Food and Bioprocess Processing**, v. 88, n. 2-3, p. 90–98, 2010.

MARQUES, L. G. 2008. **Liofilização de frutas tropicais**. 255 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2008.

MARTINI, P. R. R. **Conversão pirolítica de bagaço residual da indústria de suco de laranja e caracterização química dos produtos**. 2009. 118 p. Dissertação (Mestrado em Química) – Departamento de Química, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2009.

MAZZA, M. G. G. **Secagem de corpos porosos**. 1999. 82 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – PEQ/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 1999.

McCORMICK, P. Y. Gas velocity effects on heat transfer in direct heat rotary dryers. **Chemical Engineering Progress**, v. 58, n. 6, p. 57-61, 1962.

McCORMICK, P. Y. Solids drying fundamentals. In: PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. **Chemical engineering handbook**. 5. ed. McGraw-Hill, 1983, sec. 20-4.

MERZ, R. G. Direct heat rotary drying apparatus. **The Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, v. 13, n. 5, p. 449-452, 1921.

MEZA, J.; GIL, A.; CORTÉS, C.; GONZÁLEZ, A. Drying costs of woody biomass in a semi-industrial experimental rotary dryer. In: EUROPEAN CONFERENCE AND EXHIBITION ON BIOMASS FOR ENERGY, BIOMASS RESOURCES 2008, 16., 2008, Valencia. **Proceedings of...** Valencia-Spain, 2008.

MILLER, C. O.; SMITH, B. A.; SCHUETTE, W. H. Factor influencing the operation of rotary dryers. **Transactions Institute of Chemical Engineers**, v. 38, p. 841-863, 1942.

MORO, E. K. **Desenvolvimento e instrumentação de um secador do tipo tambor rotativo**. 1989. 59 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 1989.

MYSKLESTAD, O. Heat and mass transfer in rotary dryers. **Chemical Engineering Progress Symposium Series**, v. 59, n. 41, p. 129-137, 1963.

NARIMATSU, C. P. **Contribuições ao estudo da secagem em um leito pneumático vertical**. 257 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2004.

NONHENBEL, G.; MOSS, A. A. H. **Drying of solids in the chemical industry**. 1. ed. London: The Butterworth Group, 1971, p. 180-204.

PADILLA, R. Y. C.; LIMAVERDE, J. R.; FINZER, J. R. D. Drying of banana paste in rotary dryer with inert bed. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM: DRYING 2004, 14., 2004, São Paulo. **Proceedings of...** São Paulo-SP, 2004.

PANT, H. J. Radioisotope tracer study in an indirectly heated rotary dryer. **Nukleonika**, v. 47, n. 4, p. 173-176, 2002.

PAPADAKIS, S. E. *et al.* Scale-up of cascading rotary dryers. **Drying Technology**, v. 12, n. 1–2, p. 259–277, 1994.

PELEGRINA, A. H.; ELUSTONDO, M. P.; URBICAIN, M. J. Rotary semi-continuous drier for vegetables: effect of air recycling. **Journal of Food Engineering**, v. 41, n. 3–4, p. 215–219, 1999.

PERALTA, J. M.; SCHMALKO, M. E. Modeling heat and mass transfer in the heat treatment step of yerba maté processing. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 24, n. 1, p. 73–82, 2007.

PINACHO, P. A. *et al.* Study of drying systems for the utilization of biodegradable municipal solids waste as animal feed. **Waste Management**, v. 26, n. 5, p. 495–503, 2005.

PORTER, S. J. The design of rotary dryers and coolers. **Transactions Institute of Chemical Engineers**, v. 41, p. 272–287, 1963.

RAHIMI, A.; NIKSIAR, A. Application of markov chain analysis and tanks-in-series model in mathematical modeling of impinging stream dryers. **Drying Technology**, v. 27, n. 1, p. 20–39, 2009.

RATKOWSKI, D. A. **Nonlinear regression analysis**. New York: Marcel Dekker Inc., 1983. 447 p.

REAY, D. A scientific approach to the design of continuous flow dryers for particulate solids. In: HEWITT, G. F.; DLHAYE, J. M.; ZUBER, N. **Multiphase Science and Technology**. Hemisphere Pub. Corp., v. 4, 1989, p. 1–102.

RENAUD, M. **Étude du transport de solides dans des séchoirs rotatifs: échelles industrielle et pilote**. 2000. 82 p. Mémoire (maître es sciences) – Département de génie chimique, Faculte des Études Superieures de l'Universite Laval, Ottawa, Canada, 2000.

RENAUD, M.; THIBAUT, J.; ALVAREZ, P. I. Influence of solids moisture content on the average residence time in a rotary dryer. **Drying Technology**, v. 19, n. 9, p. 2131–2150, 2001.

RENAUD, M.; THIBAUT, J.; TRUSIAK, A. Solids transportation model of an industrial rotary dryer. **Drying Technology**, v. 18, n. 4, p. 843–865, 2000.

REVOL, D.; BRIENS, C. L.; CHABAGNO, J. M. The design of flights in rotary dryers. **Powder Technology**, v. 121, n. 2–3, p. 230–238, 2001.

ROCHA, S. C. S. **Contribuição ao estudo da secagem pneumática vertical: simulação e influência do coeficiente de transferência de calor gás-partícula**. 1988. 258 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1988.

SAEMAN, W. C.; MITCHELL Jr., T. R. Analysis of rotary dryer and cooler performance. **Chemical Engineering Progress**, v. 50, n. 9, p. 467–475, 1954.

SHAHHOSSEINI, S.; CAMERON, I. T.; WANG, F. Y. A simple dynamic model for solid transport in rotary dryers. **Drying Technology**, v. 18, n. 4, p. 867–886, 2000.

SHAHHOSSEINI, S.; CAMERON, I. T.; WANG, F. Y. A dynamic model with on-line identification for rotary sugar drying process. **Drying Technology**, v. 19, n. 9, p. 2103–2129, 2001.

SHARPLES, K.; GLIKIN, P. G.; WARNE, R. Computer simulation of rotary dryers. **Transactions Institute of Chemical Engineers**, v. 42, p. 275–284, 1964.

SHEEHAN, M. E.; BRITTON, P. F.; SCHNEIDER, P. A. A model of solids transportation in flighted rotary dryers based on physical considerations. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 3, p. 4171–4182, 2005.

SILVA, V. M. **Estudo da secagem em leito fixo e de jorro do resíduo industrial do processamento de suco de frutas cítricas**. 2007. 108 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

SMITH, B. A. Symposium on drying and air conditioning rotary dryers. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 30, n. 9, p. 993–995, 1938.

SONG, Y.; THIBAUT, J.; KUDRA, T. Dynamic characteristics of solids transportation in rotary dryers. **Drying Technology**, v. 21, n. 5, p. 755–773, 2003.

TAIWO, A F. *et al.* Effects of drying parameters on the drying kinetics of fermented ground cassava using a rotary dryer. **International Journal of Food Engineering**, v. 6, n. 6, article 14, 2010.

TARHAN, S. *et al.* Product quality and energy consumption when drying peppermint by rotary drum dryer. **Industrial Crops and Products**, v. 32, n. 3, p. 420–427, 2010.

TIENNE, L.; DESCHAMPS, M. C.; ANDRADE, A. M. Produção de carvão e subprodutos da pirólise da casca e do bagaço de laranja (*citrus cinensis*). **Biomassa e Energia**, v. 1, n. 2, p. 191–197, 2004.

VARGAS, M.; LOPEZ, J.; MARTÍNEZ, J. Drying of rice and sorghum in a rotary dryer. In: INTER-AMERICAN DRYING CONFERENCE, 1997, Itu. **Proceeding of...** Itu-SP, 1997.

VIEIRA, R. K. **Estudo do cascadeamento de sólidos em tambor rotativo**. 1996. 91 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 1996.

XU, Q.; PANG, S. Mathematical modeling of rotary drying of woody biomass. **Drying Technology**, v. 26, n. 11, p. 1344–1350, 2008.

WOOD, H. C.; SOKHANSANJ, S. Heat treatment of chopped alfafa in rotary drum dryers. **Drying Technology**, v. 8, n. 3, p. 533–541, 1990.

WUTTIPALAKORN, P.; SRICHUMPUANG, W.; CHIEWCHAN, N. Effects of pretreatment and drying on composition and bitterness of high-dietary-fiber powder from lime residues. **Drying Technology**, v. 27, n. 1, p. 133–142, 2009.

YLINIEMI, L.; KOSKINEN, J.; LEIVISKA, K. Data-driven fuzzy modeling of a rotary dryer. **International Journal of Systems Science**, v. 34, n. 14–15, p. 819–836, 2003.

ZABANITOU, A. A. Simulation of forestry biomass drying in a rotary dryer. **Drying Technology**, v. 18, n. 7, p. 1415–1431, 2000.

APÊNDICE A

EQUAÇÕES AUXILIARES DO MODELO DE PARÂMETROS CONCENTRADOS

i) Calor específico da água líquida (HIMMELBLAU, 1998):

$$C_{pw} = 75,4 / PM_w \quad (\text{A.1})$$

ii) Calor específico do ar (ROCHA, 1988):

$$C_{pg} = (28,94 + 0,4147 \times 10^{-2} T_g + 0,3191 \times 10^{-5} T_g^2 - 1,965 \times 10^{-9} T_g^3) / PM_g \quad (\text{A.2})$$

iii) Calor específico do ar úmido (IGUAZ *et al.*, 2003):

$$C_{pgu} = C_{pg} + 1,81 Y_g \quad (\text{A.3})$$

iv) Calor específico do sólido:

$$C_{ps} = 0,71939 + 0,0638 T_s \quad (\text{A.4})$$

v) Calor específico do vapor d'água (NARIMATSU, 2004):

$$C_{pw} = (33,46 + 0,688 \times 10^{-2} T_g + 0,7604 \times 10^{-5} T_g^2 - 3,593 \times 10^{-9} T_g^3) / PM_w \quad (\text{A.5})$$

vi) Condutividade térmica do ar (ROCHA, 1988):

$$K_g = (3,8793 \times 10^{-4} + 9,5425 \times 10^{-5} (T_g + 273) - 3,0699 \times 10^{-8} (T_g + 273))^2 \quad (\text{A.6})$$

vii) Densidade do ar (NARIMATSU, 2004):

$$\rho_g = 2,2538 - 0,003588 (T_g + 273) \quad (\text{A.7})$$

viii) Pressão de vapor na saturação:

$$P_v^{SAT} = \exp\left(23,1964 - \frac{3816,44}{T + 227,02}\right) \quad (\text{A.8})$$

ix) Umidade absoluta do ar:

$$Y_g = 0,622 \left(\frac{P_v^{SAT}}{P_t - P_v^{SAT}} \right) \quad (\text{A.9})$$

x) Viscosidade do ar (ROCHA, 1988):

$$\mu_g = 3,9895 \times 10^{-8} (T_g + 273) + 6,644 \times 10^{-6} \quad (\text{A.10})$$

APÊNDICE B

RESOLUÇÃO NUMÉRICA DO SISTEMA ALGÉBRICO – DIFERENCIAL EM LINGUAGEM MATLAB®

```

%-----
% MODELO DE PARÂMETROS CONCENTRADOS PARA SECADOR ROTATIVO
% Modelo dinâmico a duas fases
% Modelagem da transferência simultânea de calor e massa
%-----

format short

clear all

global D L mdotsE TsE YsE YgE mdotgE TgE a b c Vg Qlat Tau UR Tar Tp g ...
       Ys0 Yg0 k Ms PMagua PMar Cpagua

%-----
% ENTRADA DE CONSTANTES
%-----

D = 0.45;
L = 2.7;
mdotsE = 0.4;
TsE = 23;
YsE = 4.263;
YgE = 0.08999;
Vg = 120;
TgE = 135;
RhogE = 2.2538-0.003588*(TgE+273);
mdotgE = Vg*RhogE*pi*D^2/4;
a = -0.2428;
b = 2.2514;
c = 10.0012;
Qlat = 2501.3;
g = 35280;
Tau = 30;
k = 0.025;
Ms = 12;
Vs = L/Tau;
Uva = (10.87*mdotsE^0.19*mdotgE^0.68)*4.18;
PMagua = 18;
PMar = 29;
Cpagua = 75.42/PMagua;

%-----
% INTERVALO DE CÁLCULO
%-----

ti = 0;
tf = 210;
tempo = ti:Tau:tf;

```

```

%-----
% ENTRADA DE CONDIÇÕES INICIAIS
%-----

Ts0 = 36;
Ys0 = 3.2868;
Tg0 = 60.9;
Yg0 = 0.0279;

%-----
% VETORES ENTRADA DE DADOS
%-----

umidadeR = [26 27 26 26 27 29 32 32]/100;
temparede = [50 57 60.5 64.5 69.5 72 72.5 73];
tempamb = [30 30 30 30 30 29 28 27];

%-----
% RESOLUÇÃO DO SISTEMA ALGÉBRICO-DIFERENCIAL
%-----

X0 = [Ys0 Ts0 Yg0 Tg0];
Xd = X0;

for i = 1:length(tempo)-1
    UR = umidadeR(i);
    Tp = temparede(i);
    Tar = tempamb(i);
    deltat = (tempo(i+1)-tempo(i))/100;
    time = tempo(i):deltat:tempo(i+1);

    for j = 1:length(time)-1
        tspan = [time(i) time(i+1)];
        [t,X] = ode45('rotativo',tspan,X0);
        X0 = X(end,:);
    end

    Xd = [Xd;X(end,:)];
    X0 = X(end,:);
    YsE = X0(1);
    TsE = X0(2);
end

Xd

%-----
% FUNÇÃO INTEGRAÇÃO
%-----

function dXdt = frotativo(tspan,X0)

global D L mdotsE TsE YsE YgE mdotgE TgE a b c Vg Qlat Tau UR Tar Tp g ...
        Ys0 Yg0 k Ms PMagua PMar Cpagua

Ys = X0(1);
Ts = X0(2);
Yg = X0(3);
Tg = X0(4);

```

```

%-----
% ENTRADA DE VARIÁVEIS - SISTEMA ACOPLADO
%-----

Yeq = ((-exp(a*Tg+c))/log(UR))^(1/b);
Rw = k*(Ys-Yeq);
Rhog = 2.2538-0.003588*(Tg+273);
Mg = Rhog*pi*D^2/4*L;
Cps = 0.71939+0.00638*Ts;
Cpg = (28.94+0.4147e-2*Tg+0.3191e-5*Tg^2-1.965e-9*Tg^3)/PMar;
Cpv = (33.46+0.6880e-2*Tg+0.7604e-5*Tg^2-3.593e-9*Tg^3)/PMagua;
Cpgu = Cpg+1.81*Yg;
Rhoar = 2.2538-0.003588*(Tg+273);
Miar = (3.9895e-8*(Tar+273)+6.644e-6)*60;
Kar = (3.8793e-4+9.5425e-5*(Tar+273)-3.0699e-8*(Tar+273)^2)*0.06;
Cpar = (28.94+0.4147e-2*Tar+0.3191e-5*Tar^2-1.965e-9*Tar^3)/PMar;
Tf = (Tar+Tp)/2;
Beta = 1/Tf;
Gr = D^3*Rhoar^2*g*(Tp-Tar)*Beta/Miar^2;
Pr = Cpar*Miar/Kar;
Ra = Gr*Pr;
Nu = (0.60+((0.387*Ra^(1/6))/(1+(0.559/Pr)^(9/16)))^(8/27))^2;
Up = Nu*(Kar/D);

%-----
% SISTEMA DIFERENCIAL
%-----

dYsdt = Vs/L*(YsE-Ys)-Rw;

dTsdT = Vs/L*(TsE-Ts)+(1/(Cps+YsE*Cpagua))*(Uva*pi*D^2/4*L*(Tg-Ts)/Ms- ...
    Qlat*Rw-Rw*Cpv*(Tg-Ts));

dYgdt = Vg/L*(YgE-Yg)+Ms/Mg*Rw;

dTgdt = Vg/L*(TgE-Tg)+(1/(Cpgu+YgE*Cpv))*(-Uva*pi*D^2/4*L*(Tg-Ts)/Mg ...
    -Up*pi*D*L*(Tp-Tar)+Rw*Cpv*(Tg));

%-----
% MATRIZ RESPOSTA
%-----

dXdT = [dYsdt dTsdT dYgdt dTgdt]';

```