



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA**

**CONSTRUÇÃO DE UM SOFTWARE DE SIMULAÇÃO E
SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS PARA PROCESSOS DE
SECAGEM**

KIL JIN BRANDINI PARK

**CAMPINAS
ABRIL DE 2008**



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA**

**CONSTRUÇÃO DE UM SOFTWARE DE SIMULAÇÃO E
SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS PARA PROCESSOS DE
SECAGEM**

Tese de Doutorado submetido à banca
examinadora para a obtenção do título de
Doutor em Engenharia Agrícola na área de
concentração de Tecnologia Pós-Colheita na
FEAGRI/UNICAMP

KIL JIN BRANDINI PARK

Prof. Dr. INÁCIO MARIA DAL FABBRO

Orientador

Dr. FÉLIX EMILIO PRADO CORNEJO

Co-orientador

**CAMPINAS
ABRIL DE 2008**

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

P219c Park, Kil Jin Brandini
Construção de um software de simulação e seleção de equipamentos para processos de secagem / Kil Jin Brandini Park.--Campinas, SP: [s.n.], 2008.

Orientadores: Inácio Maria Dal Fabbro, Félix Emilio Prado Cornejo

Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola.

1. Secagem. 2. Simulação por computador. 3. Produtos agrícolas - Armazenamento. 4. Software - Desenvolvimento. 5. Java (Linguagem de programação de computador). I. Dal Fabbro, Inácio Maria. II. Cornejo, Félix Emilio Prado. III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Agrícola. IV. Título.

Título em Inglês: Development of a Software for Simulation and Selection of Drying Equipments

Palavras-chave em Inglês: 1. Drying. 2. Computer Simulation 3. Agricultural Products. 4. Software Development. 5. JAVA (Computer Language).

Área de concentração: Tecnologia Pós-Colheita

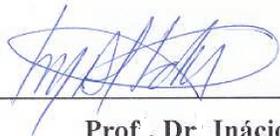
Titulação: Doutor em Engenharia Agrícola

Banca examinadora: Ana Lúcia Gabas, Graziella Colato Antonio, Marlene Rita de Queiroz, Miriam Dupas Hubinger

Data da defesa: 18/04/2008

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Agrícola

Este exemplar corresponde à redação final da **Tese de Doutorado** defendida por **Kil Jin Brandini Park**, aprovada pela Comissão Julgadora em 18 de abril de 2008, na Faculdade de Engenharia Agrícola da Universidade Estadual de Campinas.



Prof. Dr. Inácio Maria Dal Fabbro - Orientador
FEAGRI/UNICAMP



Prof.ª Dr.ª Ana Lúcia Gabas - Membro Titular
FZEA/USP



Prof.ª Dr.ª Miriam Dupas Hubinger - Membro Titular
FEA/UNICAMP



Dr.ª Graziella Colato Antonio - Membro Titular
FEAGRI/UNICAMP



Prof.ª Dr.ª Marlene Rita de Queiroz - Membro Titular
FEAGRI/UNICAMP

“Vi Veris Veniversum Vivus Vici”

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho aos meus pais Kil e Margareth...

Pois meus erros devem ser atribuídos apenas a mim,

Mas meus acertos, cada uma de minhas conquistas...

São, na verdade, deles.

Dedico também este trabalho aos justos.

À cada um daqueles que sacrifica sangue e vida.

Enquanto existir pelo menos um de nós, permanece a esperança.

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao meu orientador, Professor Dr. Inácio Maria Dal Fabbro, mais que um tutor, um amigo.

Agradeço ao meu coorientador, Dr. Félix Emilio Prado Cornejo, pela contribuição de ontem e hoje.

Agradeço à Eliane pelo incentivo constante, carinho, inspiração e compreensão das minhas ausências no decorrer deste trabalho. E pela presença em meu coração. E pelo futuro.

Agradeço à minha família, pelo suporte, e por tudo mais que no, no fim, me transformou em quem eu sou. Obrigado, Tatiane, Thais e Talita.

Agradeço a cada um de meus amigos. Eles são muitos e eu não me atreveria a listá-los, por falta de espaço e receio de, por lapso meu, injustamente excluir algum deles...

Agradeço ao Salsicha, Gunga, Urso, Mitsi, Thales, Kiwi, Aron, Gohm, Manu e Flor pelo carinho honesto e verdadeiramente desinteressado.

Por isso também agradeço à Menina, com a certeza de que nós nos encontraremos novamente.

Agradeço ao sir Isaac Newton e ao Alan Turing, entre tantos outros sem os quais este trabalho não existiria.

Agradeço ao CNPq pelo apoio financeiro para a execução deste trabalho.

Finalmente, agradeço a Deus pela força em meu coração, que me impulsiona e me faz querer, mesmo nos momentos mais difíceis.

RESUMO

O Brasil produz uma enorme diversidade de produtos agrícolas em seu território e é grande produtor e exportador destes produtos. Por outro lado, a adoção de barreiras fitossanitárias, por parte dos países do hemisfério norte dificulta que o Brasil exporte uma maior quantidade e diversidade de matérias primas *in natura*. Paralelamente, as perdas pós-colheita preocupam produtores, industriais e organismos governamentais.

Além de minimizar o impacto de tais problemas, a secagem resulta em um produto final de maior valor agregado.

Porém, as complexidades dos fenômenos físicos e químicos envolvidos neste processo, aliadas às características de comercialização de equipamentos de secagem onde a venda é, muitas vezes, de secadores customizados, se traduzem em muito tempo gasto no estudo do processo e custos finais elevados.

Dessa forma, ferramentas que auxiliem na tarefa de estudar, modelar e simular os processos envolvidos na secagem tornam-se importantíssimas.

Pode-se subdividir o processo de secagem em grandes áreas: Propriedades do Ar, Caracterização do produto a ser seco, seleção e dimensionamento dos equipamentos envolvidos e cálculo de custo.

No caso do ar, é fundamental o entendimento das relações termodinâmicas relativas à essa mistura.

Por sua vez, o estudo dos produtos pode ser dividido em estudos das isotermas e as equações empíricas mais usuais na literatura, além das equações de transferência de calor e de massa, representantes das cinéticas de secagem.

Finalmente, com relação ao equipamento, a definição do problema inicial e suas variáveis permite determinar o melhor modelo de secador. E o conjunto de informações geradas pelo conhecimento do ar, da matéria-prima e do equipamento permite o dimensionamento do mesmo.

Assim, este trabalho apresenta o levantamento, modelamento e simulação dos fenômenos envolvidos no processo de secagem e a conseqüente implementação destes modelos em um aplicativo que permita a simulação dos processos envolvidos.

ABSTRACT

Brazil generates a fair amount of agricultural products inside its borders. On the other hand, the adoption of plant health commercial barrier by the north hemisphere countries holds Brazil from selling more untreated products. Besides, post-harvest loss is a source of great concern among farmers, industries and governmental entities.

In that context, drying not only minimizes those problems but also generates product with higher aggregated value.

But the complexity of the physical and chemical phenomena involved in this process, alongside the characteristics of the selling of drying equipment, where the sell is, mostly, of customized equipment, generate a fair amount of cost both in time and money.

Because of that, tools capable of helping on the analysis, modeling and simulation of those phenomena are very important.

One can split the drying process in great areas: Air property, Product Property, Selection and dimensioning of dryers, and coast analysis.

In respect to the air, the knowledge of thermodynamical relations is essential.

The study of products can be divided into isotherms and the most used equations of literature, and heat and mass transfer equations, base of the drying kinetics curves.

Finally, the definition of the initial problem and its variables allow to better choose the model of dryer to be applied. And the set of characteristics of air, product and equipment allow the dimensioning of them.

This work presents the research of models and simulations of the phenomena involved in drying process and the implementation of a software application that allows the simulation of those process.

LISTA DE TABELAS

Capítulo 1

| | |
|----------------------------------|-----|
| Tabela 1 – Composição do ar seco | 005 |
|----------------------------------|-----|

Capítulo 2

| | |
|---|-----|
| Tabela 1 – Modelos para ajustes das isotermas | 033 |
|---|-----|

Capítulo 4

| | |
|--|-----|
| Tabela 1 – Critérios para a classificação de secadores | 120 |
|--|-----|

| | |
|---|-----|
| Tabela 2 – Métodos de transporte na secagem | 121 |
|---|-----|

LISTA DE FIGURAS

Capítulo 1

| | |
|--|-----|
| Figura 1 – Tela Principal da Aplicação de Psicrometria | 013 |
| Figura 2 – Dados Preenchidos para Caracterização | 014 |
| Figura 3 – Tela de Resultados das Operações | 014 |
| Figura 4 – Aquecendo o Ar | 015 |
| Figura 5 – Resultado do Aquecimento do Ar | 016 |
| Figura 6 – Misturando Dois Ares | 016 |
| Figura 7 – Resultado da Mistura | 017 |
| Figura 8 – Salvando Resultados | 017 |

Capítulo 2

| | |
|--|-----|
| Figura 1 – Velocidade relativa de reações em função da atividade de água | 025 |
| Figura 2 – Histerese das isotermas de sorção | 035 |
| Figura 3 – Tela Principal da Aplicação | 042 |
| Figura 4 – Escolhendo Dados de Entrada para Alfafa | 043 |
| Figura 5 – Curva de Isoterma para Alfafa | 044 |
| Figura 6 – Gráfico Gerado pelo Excel para os Dados Exportados pela Aplicação | 045 |
| Figura 7 – Vários Modelos diferentes de Isotermas para Alfafa | 046 |

Capítulo 3

| | |
|--|-----|
| Figura 1 – Diagrama do processo de secagem | 054 |
| Figura 2 – Diagrama da migração de sólido no interior de um sólido | 055 |
| Figura 3 – Curva de secagem exemplo | 057 |
| Figura 4 – Curvas de secagem adimensionalizadas | 060 |
| Figura 5 – Obtenção da curva característica de secagem | 101 |
| Figura 6 – Tela Principal da Aplicação de Curvas de Cinética | 103 |

| | |
|--|-----|
| Figura 7 – Dados Inseridos para a Simulação da Curva de Cinética da Menta | 105 |
| Figura 8 – Curva de Cinética para Menta Seguindo o Modelo de Fick | 106 |
| Figura 9 – Curva de Cinética para Menta gerado pelo Modelo de Fick através dos dados exportados para o formato Excel | 107 |
| Figura 10 – Curvas de Cinética para Menta Seguindo Três Modelos diferentes-Newton, Page e Fick | 108 |
| Capítulo 4 | |
| Figura 1 – Classificação dos secadores baseada no método de operação | 122 |
| Figura 2 – Classificação dos secadores baseada na forma física da alimentação | 124 |
| Figura 3 – Classificação dos secadores baseada na escala de produção | 125 |
| Figura 4 – Classificação dos secadores baseada em projetos especiais | 126 |
| Figura 5 – Algoritmo de VAN’T LAND (1991) para a seleção de secadores em batelada | 137 |
| Figura 6 – Algoritmo de VAN’T LAND (1991) para a seleção de secadores contínuos | 138 |
| Figura 7 – Classificação de secadores em batelada | 143 |
| Figura 8 – Classificação de secadores contínuos | 144 |
| Figura 9 – Estrutura de busca | 145 |
| Figura 10 – Seqüência típica de busca | 147 |
| Figura 11– Estrutura do sistema de informação DryInf (MATASOV, MENSHUTINA e KUDRA, 1998) | 151 |
| Figura 12 – Fluxograma de seleção de secadores | 153 |
| Figura 13 – Fluxograma de seleção de secadores | 155 |
| Figura 14 – Função de conjunto das variáveis lingüísticas | 156 |
| Figura 15 – Fluxograma para o projeto de secadores | 158 |
| Figura 16 – Início da Seleção Qualitativa | 159 |
| Figura 17 – Final da Seleção Qualitativa | 159 |
| Figura 18 – Tela de Seleção Quantitativa | 160 |

| | |
|--|-----|
| Figura 19 – Término da Seleção por Método Quantitativo | 161 |
| Capítulo 5 | |
| Figura 1 – Modelo de leite fluidizado com os sólidos restritos à fase densa | 184 |
| Figura 2– Custo de um secador em função da área de secagem e a correlação correspondente | 195 |
| Figura 3 – Determinando as Características do Ar de Secagem | 198 |
| Figura 4 – Características do Ar Atmosférico e de Secagem | 199 |
| Figura 5 – Determinando o Comportamento da Isoterma de Sorção para a Menta | 200 |
| Figura 6 – Curva de Isoterma de Sorção pelo Modelo GAB para Menta | 201 |
| Figura 7 – Determinando a Cinética de Secagem | 202 |
| Figura 8 – Curva da Cinética de Secagem seguindo o Modelo de Fick para a Menta | 203 |
| Figura 9 – Selecionando o tipo de Secador | 204 |
| Figura 10 – Pontuação dos Tipos de Secadores | 205 |
| Figura 11 – Área Calculada para um Secador Convectivo | 205 |

NOMENCLATURA

| | |
|-------------------|------------|
| Capítulo 1 | 018 |
| Capítulo 2 | 050 |
| Capítulo 3 | 115 |
| Capítulo 5 | 207 |

SUMÁRIO

| | |
|---|-------------|
| RESUMO | viii |
| ABSTRACT | ix |
| LISTA DE TABELAS | x |
| LISTA DE FIGURAS | xi |
| NOMENCLATURA | xiv |
| INTRODUÇÃO | 1 |
| CAPÍTULO 1: caracterização do ar | 4 |
| CAPÍTULO 2: caracterização de produtos | 20 |
| CAPÍTULO 3: fundamentos da secagem | 53 |
| CAPÍTULO 4: seleção de secadores | 118 |
| CAPÍTULO 5: dimensionamento de secadores | 165 |

INTRODUÇÃO

O Brasil produz uma enorme diversidade de produtos agrícolas em seu território e é grande produtor e exportador destes produtos. Por outro lado, a adoção de barreiras fitossanitárias, por parte dos países do hemisfério norte dificulta que o Brasil exporte uma maior quantidade e diversidade de matérias primas *in natura*. Paralelamente, as perdas pós-colheita preocupam produtores, industriais e organismos governamentais. O produto seco obtido a partir de matérias primas agropecuárias, ainda é pequeno no Brasil, podendo-se constatar aqui uma excelente oportunidade de desenvolvimento para esse importante setor da economia nacional. Os produtos industrializados possuem maior valor agregado do que os produtos similares *in natura*, ajudam na redução das perdas pós-colheita e no aproveitamento racional das matérias primas, gerando novas atividades industriais, renda e emprego no campo e na cidade.

O recente processo de reestruturação econômica insere o Brasil no contexto da globalização. Além disso, os processos de qualidade também exigem dos fabricantes em geral a máxima rapidez no atendimento do cliente. Na intensificação da competição, provocada pelas novas regras de mercado, o desenvolvimento tecnológico torna-se uma arma de combate poderosa.

Os produtos agrícolas são classificados em dois grandes grupos, do ponto de vista de perdas após a sua colheita. Os grãos são classificados como deterioráveis, pois se enquadram nos produtos que se deterioram lentamente, não necessitando, portanto, de sistemas sofisticados para a sua conservação. Os produtos que deterioram rapidamente são classificados como produtos perecíveis exigindo baixas temperaturas para a sua conservação.

A secagem pode auxiliar na conservação de produtos de ambos os grupos. Além disso, é um dos processos mais utilizados na conservação dos produtos agrícolas. Esta tem a finalidade de eliminar um líquido volátil contido num corpo não volátil, através de evaporação. A secagem é a operação na qual a atividade de água de um alimento é diminuída pela remoção da mesma, através de sua vaporização. O tipo de secagem a ser utilizado depende, dentre outros fatores, do produto a ser desidratado, da sua constituição química e das características físicas do produto final desejado.

Cada secador atende as diferentes necessidades de processo, que, em geral estão intrinsecamente vinculadas ao produto. O conhecimento das propriedades do material a ser seco é a primeira etapa do procedimento para seleção e dimensionamento de um secador.

A segunda etapa na seleção e dimensionamento de secadores exige o conhecimento do equipamento a ser usado na secagem.

Etapa final de desenvolvimento, a simulação do comportamento do secador é o fechamento do projeto de um secador. O projeto permite finalmente a avaliação dos custos e viabilidade da instalação.

Pode-se observar que as etapas envolvidas no dimensionamento e seleção de secadores, se adequadamente caracterizadas e modeladas podem ser devidamente traduzidas como passos de um algoritmo computacional capaz de simular o comportamento de secadores. A implementação deste algoritmo de simulação diminuiria consideravelmente os custos inerentes ao projeto de secadores.

Portanto, a proposta de transportar o projeto de secadores para aplicações computacionais demonstra-se viável, mediante a manipulação dos conhecimentos relativos ao secador e à matéria-prima.

Deste modo, é possível desenvolver um aplicativo que selecione e dimensione o projeto de secadores, aplicando métodos de simulação, permitindo uma visualização ágil do comportamento destes equipamentos.

Secadores industriais são equipamentos que dificilmente são vendidos em escala, e por isso, cada item vendido tem de atender a necessidades específicas de cada cliente. Dimensionar secadores segundo exigências de produto (obtenção de produtos com qualidade e atributos bem definidos), custo e produtividade pode ser um processo lento e dispendioso. Assim, a necessidade do desenvolvimento de um aplicativo capaz de dimensionar rapidamente os secadores é uma exigência atual do mercado.

OBJETIVO

O objetivo principal do presente trabalho é desenvolver um software de simulação para os processos envolvidos na secagem, de maneira a permitir uma maior agilidade na análise destes, gerando ganhos de produtividade no que tange à pesquisa e desenvolvimento relativos a esses processos.

Para atingir este objetivo principal, os seguintes objetivos específicos foram desenvolvidos:

1. Modelamento e implementação de um banco de dados de informações acerca dos materiais de modo a abranger uma ampla variedade de produtos
2. Composição de um estudo básico sobre as etapas de seleção e dimensionamento de equipamentos de secagem.
3. Elaboração do algoritmo de seleção desenvolvendo regras que permitam um máximo detalhamento dos equipamentos escolhidos.
4. Refinação do algoritmo de dimensionamento, incluindo modelos de secadores (modelo do processo).
5. Desenvolvimento de um aplicativo que integra os algoritmos e os conjuntos de informações resultando num sistema de informações para seleção e dimensionamento de secadores.
6. Validação do aplicativo.

A seguir apresentam-se os tópicos abordados em capítulos, em formato de artigos.

CAPÍTULO 1 – CARACTERIZAÇÃO DO AR

TRATAMENTOS DO AR: PSICROMETRIA

RESUMO

Para os pesquisadores da área ambiental, agrícola e alimentícia, o ar é uma mistura gasosa muito importante devido a sua utilização em uma vasta gama de processos. O entendimento das relações termodinâmicas da mistura deste gás é fundamental no estudo dos processos e equipamentos envolvidos nos problemas de engenharia. As definições e equações envolvidas nesse contexto, bem como o procedimento para a construção de cartas psicrométricas são apresentadas. Ao final, apresenta-se um software de psicrometria desenvolvido em linguagem JAVA.

Palavras-chave: equação, termodinâmica, carta psicrométrica, software, JAVA.

AIR TREATMENT: PSYCHROMETRY

ABSTRACT

The air is the most important gas mixture to environmental, agricultural and food researcher because of its application on a fair amount of important process. The understanding of the thermodynamic relations of this gas mixture is fundamental to study of the process and equipments involved on engineering problems. The definitions, equations and the procedure to construct the psychrometric chart are presented. At the end, a JAVA based psychrometric software is shown.

Keywords: equation, thermodynamic, psychrometric chart, software, JAVA.

INTRODUÇÃO

O estudo das misturas de gás e vapor de um líquido denomina-se psicrometria.

A mistura gasosa de maior importância na agroindústria é o ar, sendo que sua utilização pode ser facilmente visualizada nas operações industriais que exigem o seu tratamento, tais como: secagem, armazenamento, condicionamento de ar em geral, etc.

Ao analisarmos a composição do ar seco (Tabela 1), verificamos que as maiores frações são dos gases de oxigênio e nitrogênio, cujo peso molecular é de aproximadamente 29.

Tabela 1: Composição do ar seco.

| Componente | Peso Molecular (PM) | Fração Molar | PM Parcial |
|---------------------------------------|----------------------------|---------------------|-------------------|
| Oxigênio (O ₂) | 32,000 | 0,2095 | 6,704 |
| Nitrogênio (N ₂) | 28,016 | 0,7809 | 21,878 |
| Argônio (A) | 39,944 | 0,0093 | 0,371 |
| Dióxido de Carbono (CO ₂) | 44,010 | 0,0003 | 0,013 |
| TOTAL | | 1,0000 | 28,966 |

Como o interesse é a mistura ar - vapor de água (peso molecular de água = 18) definiremos algumas propriedades desta mistura.

PROPRIEDADES DO AR - VAPOR DE ÁGUA

Temperatura de Bulbo Seco (T)

É a temperatura indicada pelo termômetro comum.

Umidade Absoluta (W)

É a relação entre a massa de vapor de água e a massa de ar seco num mesmo volume de mistura.

Alguns autores referem-se a esta umidade absoluta como sendo a razão de umidade ou umidade específica.

Em condições de pressão atmosférica, a mistura de ar seco e vapor de água pode ser considerada ideal. Tal consideração permite a aplicação da lei para gases ideais.

$$P_b = P_a + P_v \quad (1)$$

$$PV = nRT \quad (2)$$

$$P_a \frac{V}{M_a} = \frac{1}{PM_a} RT \quad \text{ou} \quad P_a = \frac{M_a}{V} \frac{1}{PM_a} RT \quad (3)$$

$$P_v \frac{V}{M_v} = \frac{1}{PM_v} RT \quad \text{ou} \quad P_v = \frac{M_v}{V} \frac{1}{PM_v} RT \quad (4)$$

Dividindo os termos um pelo outro, temos:

$$\frac{P_v}{P_a} = \frac{M_v}{M_a} \frac{PM_a}{PM_v} \quad (5)$$

E por definição: $M_v/M_a = W$, portanto:

$$\frac{P_v}{P_a} = W \frac{PM_a}{PM_v}$$

$$W = \frac{PM_v}{PM_a} \frac{P_a}{P_v}$$

Da equação: $P_b = P_a + P_v \Rightarrow P_a = P_b - P_v$,

Substituindo tem-se:

$$W = \frac{PM_v}{PM_a} \frac{P_b - P_v}{P_v} \quad (6)$$

$$W = 0.62 \frac{P_v}{P_b - P_v} \quad (7)$$

Quando a pressão parcial de vapor de água numa dada temperatura, for igual à pressão de vapor de equilíbrio (P_{sat}), o ar está saturado e a umidade nestas condições denomina-se de umidade de saturação (W_{sat}).

Umidade Relativa (UR)

Define-se como sendo a relação entre a fração molar do vapor de água na mistura e a fração de vapor de água em uma mistura saturada à mesma pressão e temperatura.

Como sabemos que a mistura ar-vapor de água, à pressão atmosférica (considerada de baixa pressão), pode ser considerada um gás perfeito, definimos a umidade relativa como sendo a razão entre a pressão parcial do vapor na mistura (P_v) e a pressão do vapor saturado (P_s) à mesma temperatura.

$$UR(\%) = \frac{P_v}{P_s} \cdot 100 \quad (8)$$

A umidade relativa mostra a capacidade que o ar possui de absorver a umidade. Isto é, quanto menor a umidade relativa, maior a capacidade do ar em absorver a umidade.

O ar está saturado quando sua umidade relativa é de um (ou 100%).

A umidade relativa é um dos parâmetros que influi no conforto das pessoas e, além disso, é um parâmetro importante no ar de secagem.

Grau de Saturação (Ψ)

É a relação entre a umidade absoluta real do ar e a umidade absoluta do ar saturado à mesma temperatura. Isto é: Grau de saturação.

$$\Psi = \frac{W_{\text{real}}}{W_{\text{sat}}} = \frac{0.62 \frac{P_v}{P_b - P_v}}{0.62 \frac{P_s}{P_b - P_s}} = \frac{P_v}{P_s} \frac{P_b - P_s}{P_b - P_v} = UR \frac{P_b - P_s}{P_b - P_v} \quad (9)$$

Temperatura de Orvalho ou Ponto de Orvalho (T_o)

É a temperatura na qual uma dada mistura de ar-vapor de água é saturada, isto é, a temperatura na qual a pressão parcial real do vapor de água corresponde ao valor de pressão de saturação.

Como é a temperatura na qual ocorre condensação do vapor de água existente no ar ela representa a temperatura mínima que a mistura pode sofrer de resfriamento sem haver a precipitação (condensação) de umidade.

Entalpia (H ou h)

É a quantidade de energia relativa contida na mistura a uma temperatura de referencia.

Por conveniência expressamos as entalpias por massa unitária, isto é:

$$H = H_a = H_v \quad (10)$$

$$H = m_a h_a + m_v h_v \quad (11)$$

$$\frac{H}{m_a} = h = h_a + \frac{m_v}{m_a} h_v \quad (12)$$

Tomando a temperatura referencial como sendo 0°C podemos expressar:

$$h_a = C_{pa} \cdot \Delta T = C_{pa} \cdot (T - 0) = 0,24 \cdot T \quad (13)$$

$$h_v = L(0^\circ\text{C}) + C_{pv} \cdot \Delta T = 597 + 0,45 \cdot T \quad (14)$$

Substituindo na equação da entalpia, temos:

$$h = 0,24 \cdot T + (597 + 0,45 \cdot T) \cdot W \quad (15)$$

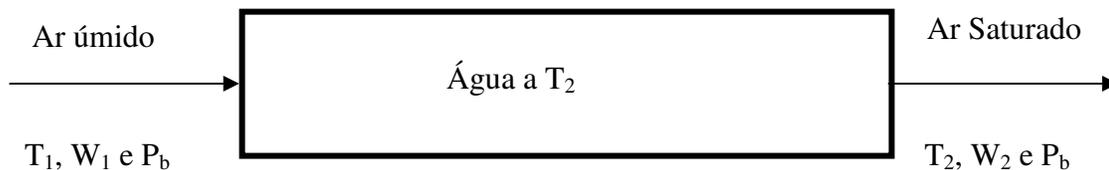
Denominamos de calor específico do ar úmido, a relação:

$$C_{p_{\text{ar úmido}}} = 0,24 + 0,45 \cdot W \quad (16)$$

Resultando em:

$$h = C_{p_{\text{ar úmido}}} \cdot T + 597 \cdot W \quad (17)$$

Temperatura de Saturação Adiabática (Ts)



Considere um duto suficientemente longo que recebe o ar úmido não saturado à pressão P_b , à temperatura T_1 e à umidade absoluta W_1 , sendo o duto suficientemente longo, de forma a conseguir o equilíbrio termodinâmico no processo; o ar na saída estará saturado a temperatura T_2 com a umidade absoluta W_2 . Isolando-se termicamente o duto, a temperatura da saída (T_2) denomina-se temperatura de saturação adiabática (T_s).

Fisicamente, tudo se passa como se o ar se resfriasse fornecendo o calor para a água que se evapora saturando o ar.

Para que esta situação ocorra, a temperatura da água deve estar perto de T_s , mas pode-se supor que em equilíbrio a temperatura da água tenha atingido a temperatura limite de T_2 .

Efetuada o balanço temos:

$$(\text{Entalpia da entrada do ar}) + (\text{Entalpia de H}_2\text{O}) = (\text{Entalpia de saída ar})$$

$$(h_{a1} + W_1 h_{v1}) + (h_{L2}(W_2 - X_1)) = (h_{a2} + W_2 h_{v2})$$

$$W_1 h_1 - W_1 h_{L2} = (h_{a2} - h_{a1}) + W_2 h_{v2} - W_2 h_{L2}$$

$$W_1 (h_{v1} - h_{L2}) = (h_{a2} - h_{a1}) + W_2 (h_{v2} - h_{L2})$$

Como o ar sai saturado, temos:

$$W_1 (h_{v1} - h_{LS}) = (h_{a2} - h_{a1}) + W_s (Ls)$$

$$W_1 = \frac{C_{pa}(T_s - T) + W_s (Ls)}{h_{v1} - h_{LS}} \quad (18)$$

No processo de saturação adiabática, o termo de variação da entalpia devido à água ($h_{L2}(W_2 - W_1)$) é desprezível. Portanto, o balanço entálpico torna-se:

$$h_{a1} + W_1 \cdot h_{v1} = h_{a2} + W_2 \cdot h_{v2} \quad (19)$$

Temperatura de Bulbo Úmido (T_u)

É a temperatura indicada por um termômetro cujo bulbo está coberto por uma mecha de pano embebido em água.

Deve-se fazer passar sobre o bulbo úmido um fluxo de ar com a velocidade ao redor de 4,5 m/s. Quando o ar úmido não saturado escoar através da mecha de pano embebido em água, esta se evapora. E para que ocorra esta evaporação, há a necessidade de calor latente da vaporização de água. Esta necessidade de calor é fornecida pelo ar insaturado na forma de calor sensível, que por sua vez faz com que a temperatura indicada pelo termômetro do bulbo úmido seja inferior à temperatura do bulbo seco.

A diferença entre a temperatura de bulbo seco e a temperatura de bulbo úmido denomina-se depressão de bulbo úmido. Como esta depressão é de calor sensível, a transferência de calor por mecanismo de radiação deve ser desprezível.

Quanto menor a umidade relativa do ar, maior será a depressão do bulbo úmido portanto, quando o ar encontra-se saturado a depressão do bulbo úmido é nula.

Para a mistura do ar-vapor de água submetida à pressão próxima da atmosférica e à temperatura inferior a 100°C (caso geral), as temperaturas de saturação adiabática e de bulbo úmido são coincidentes.

Normalmente nos referimos à temperatura de saturação adiabática como sendo a temperatura do bulbo úmido termodinâmico e temperatura do bulbo úmido como sendo a temperatura de bulbo úmido psicrométrico.

Volume Específico (v)

Define-se como sendo o volume ocupado pela mistura por unidade de massa de ar seco. A densidade específica é igual ao inverso do volume específico.

Da Equação 3, temos:

$$P_a = \frac{M_a}{V} \frac{1}{PM_a} RT \Rightarrow \frac{V}{M_a} = \frac{RT}{PM_a P_a} \quad (20)$$

Substituindo a Equação 5 na equação 20 temos:

$$v = \frac{V}{M_a} = \frac{RT}{PM_a (P_b - P_v)} \quad (21)$$

Ou, da Equação 4:

$$P_v = \frac{M_v}{V} \frac{1}{PM_v} RT \Rightarrow P_v \frac{V}{M_v} = \frac{RT}{PM_v} \quad (22)$$

Sabemos que:

$$\frac{V}{M_v} W = \frac{V}{M_a} \therefore \frac{V}{M_v} = \frac{V}{M_a} \frac{1}{W}$$

Substituindo na Equação 22 temos:

$$P_v \frac{V}{M_a} = W \frac{RT}{PM_v}$$

$$P_a \frac{V}{M_a} = \frac{RT}{PM_a}$$

$$\frac{V}{M_a} (P_v + P_a) = W \frac{RT}{PM_v} + \frac{RT}{PM_a}$$

ou seja:

$$v = \frac{W \frac{RT}{PM_v} + \frac{RT}{PM_a}}{P_b} \quad (23)$$

CONSTRUÇÃO DA CARTA PSICROMÉTRICA

Apresentamos a seguir os passos para a construção da carta psicrométrica:

- a) Definir dois eixos de temperatura e umidade absoluta nas faixas que necessitamos e estabelecer a escala nas coordenadas correspondentes;



- b) Utilizando a tabela de vapor de água saturada, podemos encontrar as pressões de vapor de água para as temperaturas que queremos. Estas pressões são pressões em equilíbrio, denominadas pressões de saturação (P_s).
- c) Utilizando a equação 7 calcular as umidades absolutas (W) obtendo os pontos no gráfico (T ; W)
- d) Unindo os pontos obtidos no procedimento anterior obtemos uma curva que representa a umidade relativa igual a 1 (100%).
- e) Utilizando a definição da umidade relativa (equação 8, podemos multiplicar as pressões da tabela (procedimento (b) por 0,9; 0,8; 0,7; e assim por diante obtendo P_v para $0 = 0,9$; $0 = 0,8$; $0 = 0,7$; etc.; utilizando os procedimentos (c) e (d) conseguindo, assim todas as curvas de umidade relativa.
- f) Utilizando a equação 18, calcula-se a entalpia (h_1) para um ponto aleatoriamente escolhido. De posse desta entalpia (h_1), escolhe-se outra temperatura e calcula-se o valor

- de W para localizar outro ponto com o mesmo valor de (h_1) . Unindo estes dois pontos obtemos uma reta de entalpia constante com o valor numérico de (h_1) .
- g) Repetindo esta operação para outro valor numérico de entalpia (h_2) acabamos obtendo a reta correspondente a (h_2) .
 - h) As retas correspondentes aos valores de (h_1) e (h_2) são paralelas. O intervalo destas retas corresponde à diferença de entalpia dada pelas retas (h_1) e (h_2) .
 - i) Podemos traçar retas paralelas, quantas forem necessárias, atribuindo os valores pela aplicação de soma ou diferença, conforme a direção da escala no gráfico, obtendo assim as retas isoentálpicas.
 - j) Utilizando a equação 26 obteremos as retas para o volume específico.

UTILIZAÇÃO DA CARTA PSICROMÉTRICA

A identificação do estado da mistura, localização dos processos na carta, assim como de combinação de processos podem ser vistos em Park et al. (2007).

REFERÊNCIAS IMPORTANTES

Apesar da psicrometria ser considerado como um conhecimento de domínio público, isto é, um assunto que consta em muitos livros, pela sua importância citamos aqui alguma referências que consideramos importantes: Perry e Chilton (1973), Psychrometric (ASAE, 1979 e ASHRAE, 2005) e Whilhelm, Suter e Brusewitz (2004).

SOFTWARE DE CARACTERIZAÇÃO DO AR

Através das informações apresentadas, torna-se fácil visualizar a possibilidade de implementação de tais rotinas de caracterização do ar através de algoritmos computacionais.

Para permitir alto grau de portabilidade, e adotando as técnicas de desenvolvimento mais modernas, a aplicação foi desenvolvida em linguagem de programação JAVA e foi internacionalizada, apresentando a possibilidade de escolha de língua da interface: português ou inglês. Além disso, apresenta as seguintes funcionalidades, representadas em sua tela principal, Figura 1:

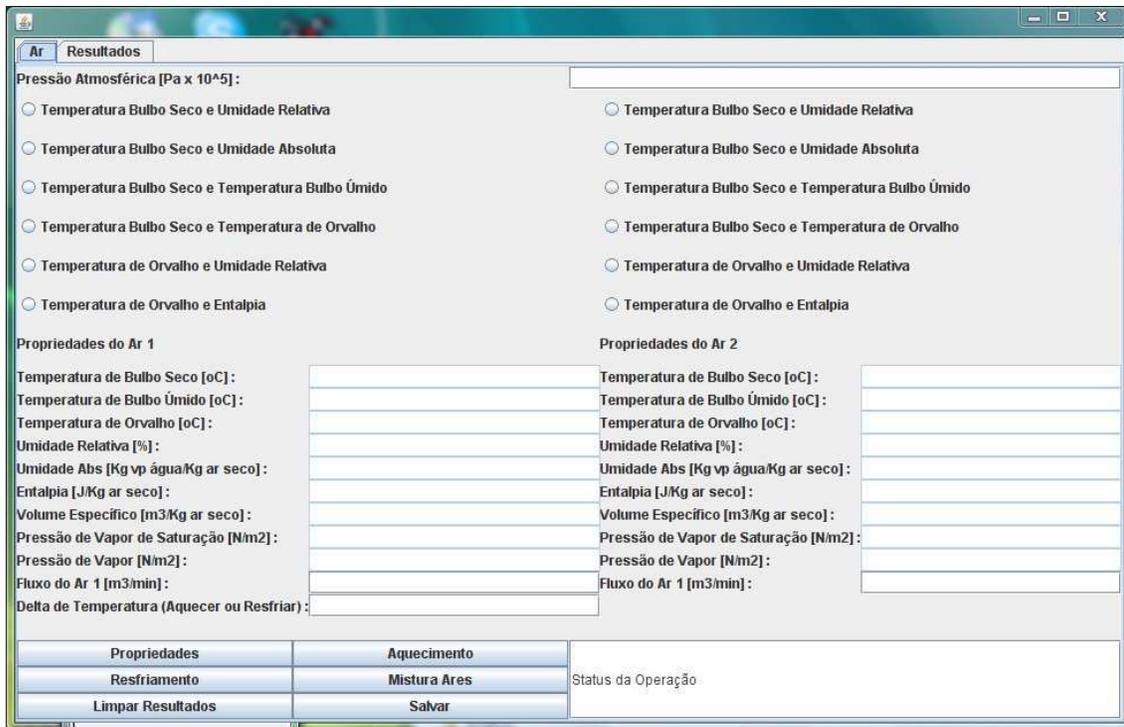


Figura – Tela Principal da Aplicação de Psicrometria

A aplicação permite o cálculo de características psicrométricas do ar através do fornecimento de um determinado par de características de entrada.

Pode-se calcular as novas propriedades do ar sob aquecimento ou resfriamento por um determinado delta de temperatura.

Além disso, pode-se caracterizar o ar resultado da mistura de dois ares diferentes.

Finalmente, os resultados das operações apresentadas podem ser salvos em um arquivo de formato texto aberto.

Para caracterizar um determinado ar, escolhe-se em primeiro lugar a pressão na qual ele se encontra, preenchendo o campo relativo. Após isso, estabelece-se o par de características de entrada e preenche-se os campos relativos aos mesmos.

Finalmente, pressiona-se o botão propriedades, resultando na tela apresentada na Figura 2:

Ar Resultados

Pressão Atmosférica [Pa x 10⁵]: 1

Temperatura Bulbo Seco e Umidade Relativa
 Temperatura Bulbo Seco e Umidade Absoluta
 Temperatura Bulbo Seco e Temperatura Bulbo Úmido
 Temperatura Bulbo Seco e Temperatura de Orvalho
 Temperatura de Orvalho e Umidade Relativa
 Temperatura de Orvalho e Entalpia

Temperatura Bulbo Seco e Umidade Relativa
 Temperatura Bulbo Seco e Umidade Absoluta
 Temperatura Bulbo Seco e Temperatura Bulbo Úmido
 Temperatura Bulbo Seco e Temperatura de Orvalho
 Temperatura de Orvalho e Umidade Relativa
 Temperatura de Orvalho e Entalpia

| Propriedades do Ar 1 | | Propriedades do Ar 2 | |
|---|----|---------------------------------------|--|
| Temperatura de Bulbo Seco [oC]: | 30 | Temperatura de Bulbo Seco [oC]: | |
| Temperatura de Bulbo Úmido [oC]: | | Temperatura de Bulbo Úmido [oC]: | |
| Temperatura de Orvalho [oC]: | | Temperatura de Orvalho [oC]: | |
| Umidade Relativa [%]: | 50 | Umidade Relativa [%]: | |
| Umidade Abs [Kg vp água/Kg ar seco]: | | Umidade Abs [Kg vp água/Kg ar seco]: | |
| Entalpia [J/Kg ar seco]: | | Entalpia [J/Kg ar seco]: | |
| Volume Específico [m3/Kg ar seco]: | | Volume Específico [m3/Kg ar seco]: | |
| Pressão de Vapor de Saturação [N/m2]: | | Pressão de Vapor de Saturação [N/m2]: | |
| Pressão de Vapor [N/m2]: | | Pressão de Vapor [N/m2]: | |
| Fluxo do Ar 1 [m3/min]: | | Fluxo do Ar 1 [m3/min]: | |
| Delta de Temperatura (Aquecer ou Resfriar): | | | |

| | | |
|-------------------|--------------|--------------------|
| Propriedades | Aquecimento | Operação Realizada |
| Resfriamento | Mistura Ares | |
| Limpar Resultados | Salvar | |

Figura – Dados Preenchidos para Caracterização

Os resultados são apresentados na tela, Figura 3:

Ar Resultados

Resultados da Operação:

Resultado da Operação de Determinação de Propriedades do Ar

AR RESULTANTE:

Pressão atmosférica = 100000.000000[Pa]

Pvs = 4277.008880[Pa]

Pv = 2138.504440[Pa]

Xrel = 50.000000[%]

Xabs = 0.013591[Kg água / Kg ar seco]

Tbs = 30.000000[C]

Tbu = 21.940990[C]

To = 18.566495[C]

h = 64954.266697[J / Kg ar seco]

v = 0.889223[m3 / Kg ar seco]

Fluxo Mássico = 0.000000[Kg ar seco / min]

Figura – Tela de Resultados das Operações

Para determinar o resultado do aquecimento do ar, basta inserir o delta de aquecimento,
 Figura 4:

The screenshot shows a software window titled "Ar" with a "Resultados" tab. At the top, there is a text input field for "Pressão Atmosférica [Pa x 10⁵]" containing the value "1". Below this are two columns of radio button options for selecting calculation methods. The first column includes options like "Temperatura Bulbo Seco e Umidade Relativa" (which is selected), "Temperatura Bulbo Seco e Umidade Absoluta", "Temperatura Bulbo Seco e Temperatura Bulbo Úmido", "Temperatura Bulbo Seco e Temperatura de Orvalho", "Temperatura de Orvalho e Umidade Relativa", and "Temperatura de Orvalho e Entalpia". The second column has identical options. Below these are two sections: "Propriedades do Ar 1" and "Propriedades do Ar 2". Each section has a list of parameters with corresponding input fields: "Temperatura de Bulbo Seco [oC]", "Temperatura de Bulbo Úmido [oC]", "Temperatura de Orvalho [oC]", "Umidade Relativa [%]", "Umidade Abs [Kg vp água/Kg ar seco]", "Entalpia [J/Kg ar seco]", "Volume Específico [m³/Kg ar seco]", "Pressão de Vapor de Saturação [N/m²]", "Pressão de Vapor [N/m²]", "Fluxo do Ar 1 [m³/min]", and "Delta de Temperatura (Aquecer ou Resfriar)". The "Delta de Temperatura" field for Ar 1 contains the value "30". At the bottom, there is a grid of buttons: "Propriedades", "Resfriamento", "Limpar Resultados", "Aquecimento", "Mistura Ares", and "Salvar". To the right of these buttons is a status indicator that says "Operação Realizada".

Figura – Aquecendo o Ar

Tem-se para esta operação o resultado, Figura 5:

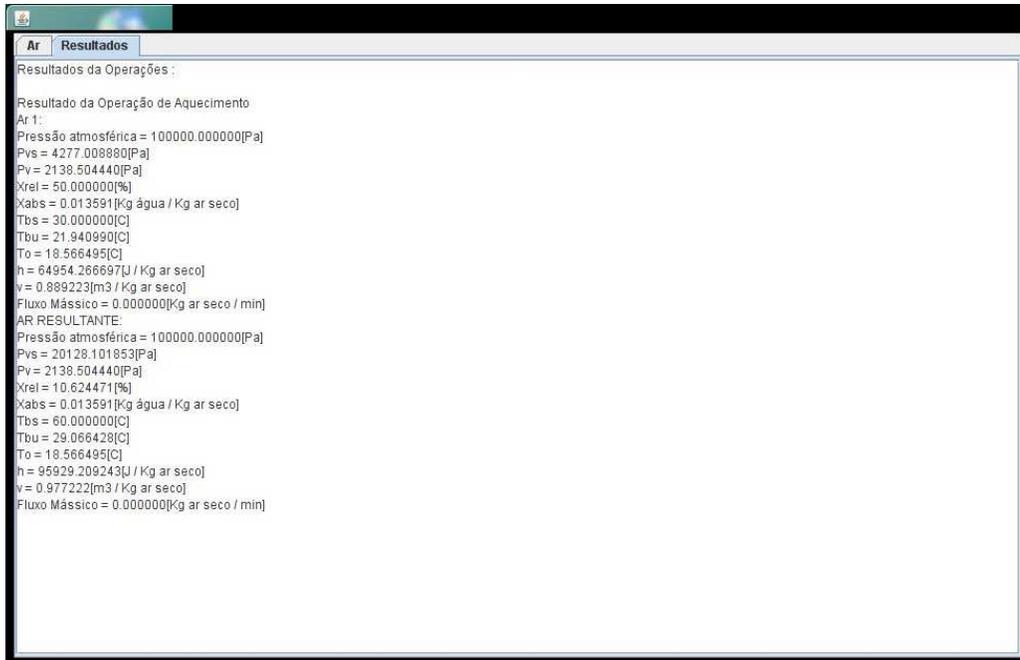


Figura – Resultado do Aquecimento do Ar

Finalmente, para a operação de mistura de dois ares, deve-se estabelecer as características iniciais e o fluxo de ambos, Figura 6:

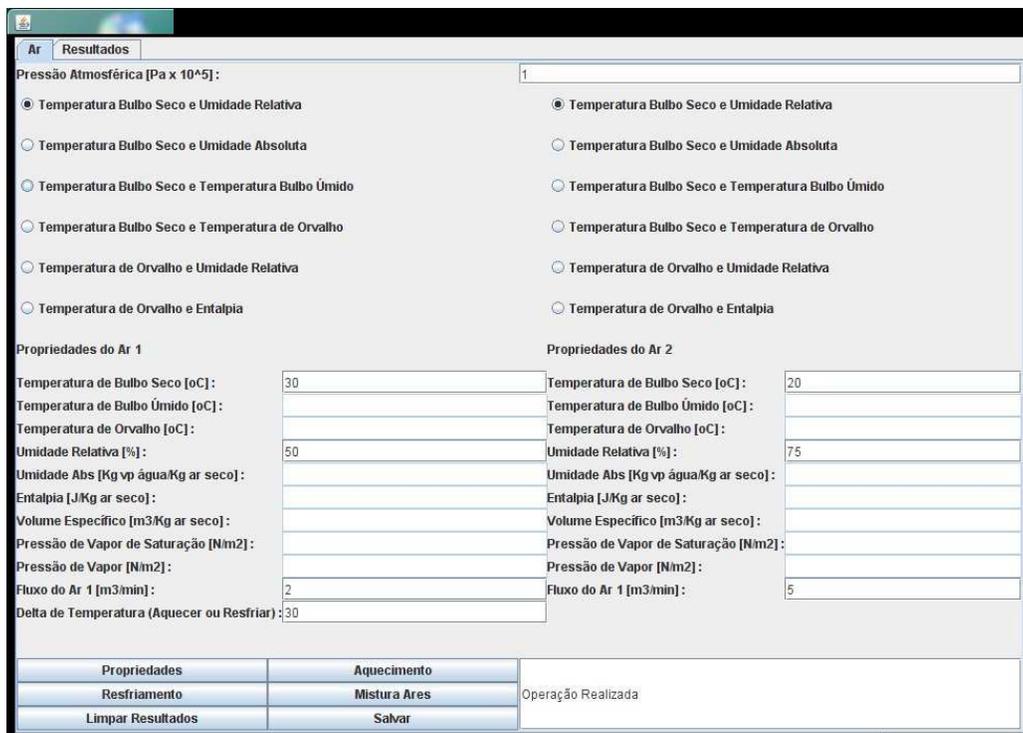


Figura – Misturando Dois Ares

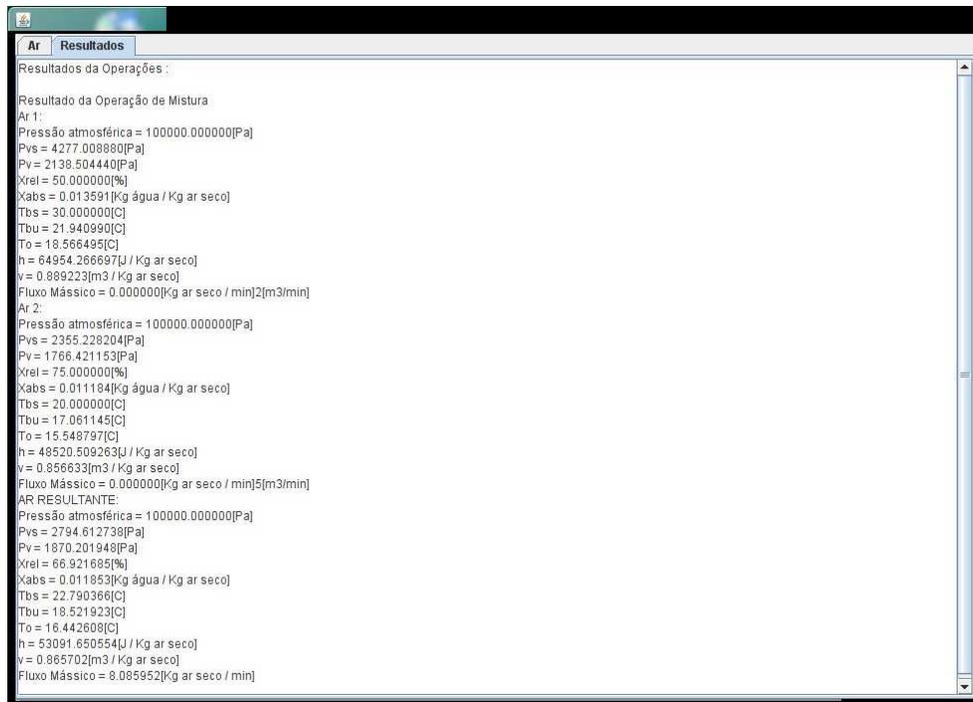


Figura – Resultado da Mistura

Os resultados gerados, Figura 7, podem ser salvos para consultas futuras, Figura 8:

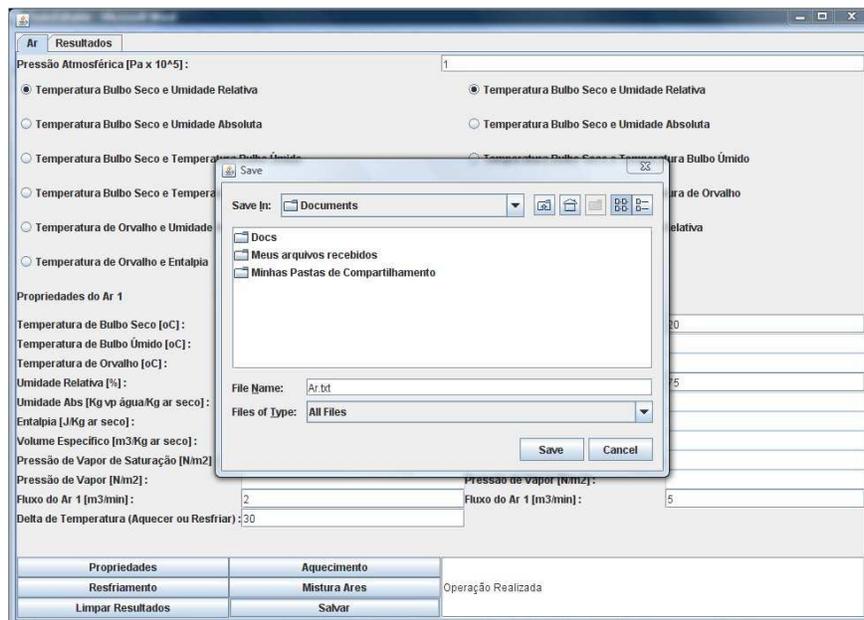


Figura – Salvando Resultados

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Psychrometric Data. **ASAE ASAE Standard D271.2** apr, 1979.
- [2] Psychrometrics. Chapter 6. in: **ASHRAE Handbook -- Fundamentals**. 2005.
- [3] PARK, K. J.; ANTONIO, G.C.; OLIVEIRA, R.A. de; PARK, K.J.B. Conceitos de processo e equipamentos de secagem. 121p. 2007. Disponível em: <http://www.feagri.unicamp.br/ctea/manuais/concproceqsec_07.pdf>. Acesso em: 09 de out. 2007.
- [4] PERRY, R.H.; CHILTON C.H. **Chemical Engineer's Handbook**, McGraw-Hill, 5aEd, 1973
- [5] WHILHELM, L.R.; SUTER, D.A.; BRUSEWITZ, G.H. Psychrometrics. Chapter 9. in: **Food & Process Engineering Technology**. 213-257. ASAE, 2004.

NOMENCLATURAS

| | | |
|--------|-------------------------------|--|
| Ψ | Grau de saturação | - |
| c | Calor específico | kcal/kg °C |
| H | Entalpia | kcal |
| h | Entalpia específica | kcal/kg ar seco |
| M | Massa | kg |
| P | Pressão | Bar |
| PM | Peso molecular | kg/kgmol |
| R | Constante universal dos gases | J/(kgmol)K, ou, m ³ bar/(kgmol)K |
| T | Temperatura | °C ou K |
| UR | Umidade relativa | - |
| V | Volume | m ³ |
| W | Umidade absoluta | - |
| v | Volume específico | m ³ /kg ar seco |

Sub-índices

| | | |
|---|-------------------|---|
| L | Líquido | - |
| A | Ar seco | - |
| B | Barométrica | - |
| O | Orvalho | - |
| P | Pressão constante | - |
| S | Saturação | - |
| V | Vapor de água | - |
| 1 | Entrada | - |
| 2 | Saída | - |

CAPÍTULO 2 – CARACTERIZAÇÃO DE PRODUTOS: ISOTERMAS DE SORÇÃO

CONSIDERAÇÕES DAS ISOTERMAS

RESUMO

Apresentam-se as considerações termodinâmicas das isotermas e as equações empíricas mais usuais na literatura. Uma das importantes aplicações das equações de isotermas é a energia de ligação da água com a matriz sólida que é traduzida na energia de adsorção. A outra importante consideração é acerca dos valores de monocamada molecular de água, que indicam a relação com as reações químicas que determinam a deterioração dos materiais biológicos, através das áreas expostas da matriz sólida. A aplicação dos conceitos cobertos é apresentada na forma de um software de determinação de curvas de isotermas desenvolvido em JAVA.

Palavras-chave: atividade de água, modelos teóricos, modelos empíricos, energia de sorção, superfície exposta, software, JAVA.

ABSTRACT

The thermodynamic consideration of the isotherms and the more usual empirical equations in literature are presented. One of the important application of the isotherm equations is the energy of water relationship with matrix solid that is translated in the adsorption energy. The other important consideration concerns the values of molecular monolayer of water that indicate the relation with the chemical reactions that determine the deterioration of the biological materials, through the displayed areas of the solid matrix. The application of those concepts is given in the form of a JAVA based software that calculates and displays isotherms curves.

Keywords: water activity, theoretical model, empirical model, sorption energy, exposed surface, software, JAVA.

INTRODUÇÃO

As considerações básicas de materiais biológicos são aquelas que expressam os relacionamentos de umidade e sólido. Na tentativa de ajustar os modelos para expressar os processos, os materiais biológicos sofrem classificações por características físicas do sólido.

Para alguns autores, materiais biológicos são classificados de porosos-higroscópicos enquanto para outros, materiais coloidais.

Esta primeira caracterização vinculada ao sólido destina-se a inferir sobre as suas propriedades relacionadas à água durante qualquer processo. Portanto, a primeira consideração é a respeito da higroscopicidade do material biológico. Em outras palavras, os materiais a serem submetidos ao processamento são classificados como materiais higroscópicos ou não higroscópicos (hidrofóbicos).

Em materiais biológicos, parte da umidade presente parece estar presa (ligada) às proteínas, aos carboidratos, às substâncias coloidais, enquanto que outra parte encontra-se presente na forma de soluções.

Desta forma, a segunda consideração versa sobre a discussão das propriedades físico-químicas e termodinâmicas das ligações das moléculas de água nas estruturas sólidas dos materiais biológicos. Nesta conceituação, a base da análise é a verificação da água, se esta encontra-se ligada ou não ligada (ligações física e/ou química) às estruturas dos sólidos.

As águas não ligadas (águas livres) requerem uma determinada quantidade de energia para sua evaporação ao nível de calor latente de vaporização, ao passo que as águas ligadas necessitam de um maior nível de energia para a sua evaporação. Por conseqüência, os materiais hidrofóbicos apresentam grande quantidade de águas livres.

Ainda dentro das considerações a respeito das propriedades, a mais importante delas é a atividade da água.

ATIVIDADE DE ÁGUA

Apesar das dificuldades apresentadas pelas equações teóricas, algumas considerações termodinâmicas são indispensáveis. Uma das importantes aplicações das equações de

isotermas é a energia de ligação de água que é traduzida na energia de adsorção. A outra importante consideração é acerca dos valores de monocamada molecular de água, que indicam a relação com as reações químicas que determinam a deterioração dos materiais biológicos, através das áreas expostas da matriz sólida.

Com o intuito de prever o comportamento das isotermas, diversos autores propuseram modelos de ajuste de isotermas de sorção. Estes modelos são úteis no conhecimento das características dos produtos. Em sua maioria são modelos empíricos e serão discutidos a seguir.

Para o alimento, a generalização vem da consideração de que a água associada com a matriz sólida exhibe níveis variados de energia. Diferentes termos, implícitos ou explícitos tais como: água ligada, água de hidratação, monocamada, água capilar, água não congelável e outros são utilizados.

As classificações podem se dar a partir de (PARK et al., 2007):

1. Aspectos estruturais: relata a posição e orientação da molécula de água em relação à outras e à macromoléculas; técnicas de infravermelho, raio X, difração de nêutrons, difração da luz etc. são utilizadas para obter informações diretas nas ligações de hidrogênio, posição molecular e desvios na densidade relatadas à água.
2. Aspectos dinâmicos: relata o movimento da molécula da água e suas contribuições nas propriedades hidrodinâmicas do sistema. Estes aspectos incluem imobilização rotacional da molécula da água a certas frequências, a não contribuição da orientação na constante dielétrica, influência no transporte de quantidade de movimento e características hidrodinâmicas e taxa de rotação conforme medida pela técnica de ressonância magnética.
3. Aspectos termodinâmicos: relata águas em equilíbrio com o meio a certa umidade relativa e temperatura, águas que não são avaliáveis para a solvatação de solutos e águas que remanescem sem congelar abaixo do ponto normal de congelamento.

Para os estudos de secagem, por exemplo, os aspectos termodinâmicos são indispensáveis no cálculo de transferência de calor. Não só o conhecimento da entalpia de sorção fornece o calor mínimo necessário requerido para remover a água, mas também as comparações de dados termodinâmicos antes e depois da secagem fornecem condições de

analisar os métodos de processamento, possibilitando a escolha daqueles que garantem um produto final com determinada umidade a custos aceitáveis.

As funções termodinâmicas de desidratados podem ser obtidas por 3 métodos:

- Termodinâmica de adsorção: admite equilíbrio entre o adsorvido (água), adsorvente (matriz sólida) e vapor de água;
- Termodinâmica de solução: adsorvidos e adsorventes formam fases simples e independentes, cujas propriedades também independentes são a base das propriedades da solução composta. A limitação desta composição é dada pelo erro gerado pelas informações individualizadas que não contemplam as informações de relacionamento água/matriz ;
- Medidas diretas de propriedades termodinâmicas. Medida direta como a entalpia determinada pela calorimetria em função do teor de água na matriz.

No nosso sistema, o solvente é a água e os constituintes são os solutos. Portanto o solvente e o soluto formam a solução. E no equilíbrio, o potencial químico da água no alimento é igual ao potencial químico de vapor de água no ambiente, equação 1 (RIZVI e BENADO, 1984).

$$\mu_{\text{vapor}} = \mu_{\text{alimento}} \quad (1)$$

Para o vapor:

$$\mu_{\text{vapor}}^0 + RT \ln f_w = \mu_{\text{alimento}}^0 + RT \ln a_w \quad (2)$$

Para o líquido:

$$\mu_{\text{alimento}}^0 = \mu_{\text{vapor}}^0 + RT \ln f^0 \quad (3)$$

Onde:

μ^0 é o estado padrão da substância pura.

f_w é a fugacidade de vapor sobre o alimento.

f^0 é a fugacidade da água pura a sua pressão de vapor.

a_w é a atividade de água.

R é o constante universal do gás.

Substituindo 3 na 2 temos:

$$\left(\frac{f_w}{f^0}\right)_T = a_w \quad (4)$$

Isto é, a atividade de água no alimento é a razão da fugacidade da água no alimento em relação à fugacidade da água pura a mesma temperatura.

Relembrando que a fugacidade é a relação do desvio da pressão a partir da idealidade, ou seja:

$$f_w = \phi_f p_w \quad (5)$$

O coeficiente da fugacidade, Φ_f , apresenta variação muito pequena da idealidade a diferentes pressões para várias temperaturas, portanto o seu valor pode ser aproximado a 1, podendo-se simplesmente escrever:

$$a_w = \left(\frac{p_w}{p^0}\right)_T \quad (6)$$

A depressão na atividade de água em alimentos tem sido atribuída a combinações de fatores com certa predominância em determinadas regiões de nível de teor de água.

Quando um material biológico é exposto a certa umidade, ele perde ou ganha água para ajustar sua própria umidade a uma condição de equilíbrio com o ambiente. Isto ocorre quando a pressão de vapor de água na superfície do material se iguala à pressão de vapor de água do ar que o envolve (TREYBALL, 1968).

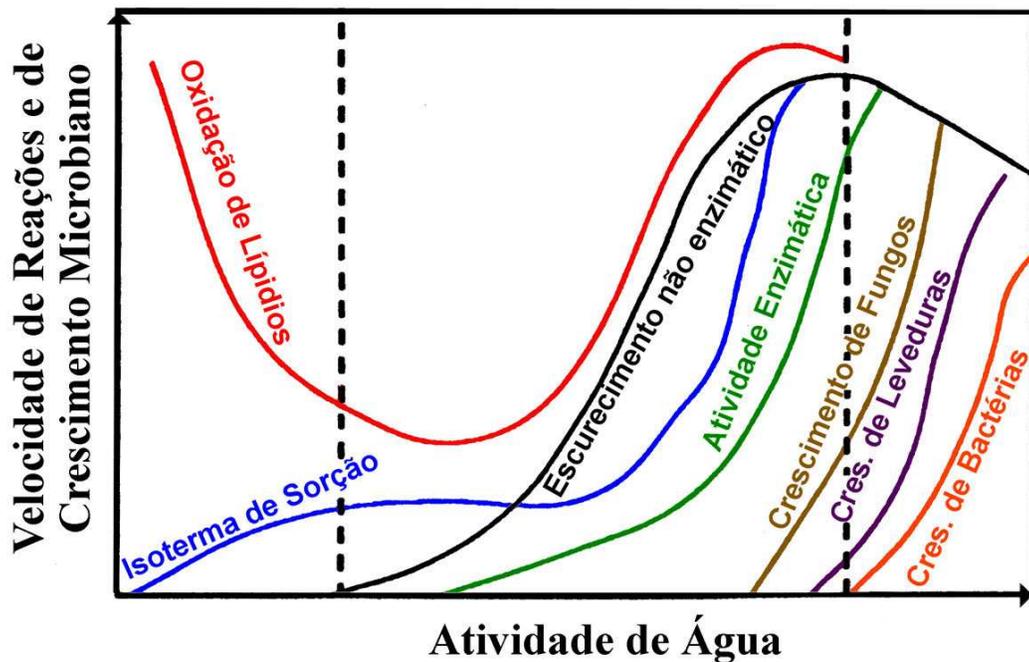
Spieß e Wolf (1983) definem a umidade de equilíbrio como sendo o conteúdo de umidade que este alimento apresenta quando a pressão de vapor da água em sua superfície se iguala a pressão de vapor da água do ar que envolve o alimento.

A umidade relativa, já definida na psicrometria, é a atividade de água.

As atividades de água, um dos componentes das isothermas de sorção, são as curvas de equilíbrio, compostas pelas umidades de equilíbrio do material correspondentes às umidades relativas para uma dada temperatura. Portanto, uma isoterma é uma curva que descreve a relação de equilíbrio de uma quantidade de água sorvida por componentes do material biológico com a pressão de vapor ou umidade relativa, a uma dada temperatura. Esta relação depende da composição química dos alimentos (gordura, amido, açúcar, proteínas, etc.).

É bom salientar que a atividade da água é importante para todo o tipo de processamento e armazenamento. A percepção da validade desta propriedade para o controle

de qualidade de materiais biológicos torna-se difícil se analisarmos somente em termos de conteúdo de umidade de equilíbrio. No entanto, se utilizarmos a definição da atividade de água, percebemos que a pressão de vapor de água representa a disponibilidade de água para o crescimento de microorganismos, além de outras reações que alteram o produto (Figura 1).



Fonte: LABUZA (1968)

Figura 1 - Velocidade relativa de reações em função da atividade de água.

Portanto, o conhecimento destas curvas de sorção é indispensável para determinar o teor de água final necessário para estabilizar um produto.

No processo de secagem, a umidade de equilíbrio é a umidade final que o produto pode atingir se o processo for conduzido num longo período de tempo.

CONSIDERAÇÕES TEÓRICAS

equações teóricas

Labuza (1968) classifica 3 tipos de descrição teórica para as isothermas:

1. Teoria cinética;

2. Teoria potencial;
3. Teoria capilar.

Teoria cinética

Langmuir (1918) trabalhando com a adsorção de gases desenvolve a idéia de relacionar fração molar do componente em condensação versus fração molar do componente que evapora. A razão desta fração de condensação versus evaporação é relacionada a quantidade total de moles adsorvíveis nas superfícies. Por outro lado, a quantidade total de moles adsorvíveis é expressa em função do espaço livre, espaço elementar, que neste modelo acomodaria uma molécula. Este espaço elementar seria calculado considerando que a camada adsorvida não excederia a espessura de uma molécula (monocamada molecular). O diâmetro das moléculas de gases é ao redor de $3 \cdot 10^{-8}$ cm e se temos cerca de 10^{15} moléculas/cm² na camada monomolecular, isto corresponde a $0,04 \text{ mm}^3$ de gás por cm².

A equação de Langmuir na forma mais conhecida para o alimento é:

$$\left(\frac{X_e}{X_m} \right) = \frac{Ca_w}{1 + Ca_w} \quad (7)$$

Onde:

X_e é o teor de água em equilíbrio, em base seca (kg/kg).

X_m é o teor de água da monocamada molecular (kg/kg).

a_w é a atividade de água.

$$C = A \exp(H_1 - H_L) / RT$$

A é o coeficiente de primeira ordem.

H_1 é o calor de adsorção da primeira camada.

H_L é o calor de liquefação.

R é o constante universal de gases.

T é a temperatura absoluta.

Observação: $(H_1 - H_L)$ é aproximadamente constante.

Da equação 7 temos:

$$\frac{a_w}{(X_m / X_e)} = \frac{a_w}{(Ca_w / 1 + Ca_w)} = \frac{1}{C} + a_w \quad (8)$$

Ou seja,

$$\frac{a_w}{X_e} = \frac{X_m}{C} + X_m a_w \quad (9)$$

Graficando a_w / X_e versus a_w obteremos uma linha reta e os coeficientes angular e linear fornecem X_m e C . O autor apresenta os casos em que tenham mais do que um espaço elementar, ou adsorção na superfície amorfa, ou espaço elementar com mais de uma molécula adsorvida (policamada molecular), que seriam corrigidos em termos de espaço elementar (ou moléculas) que resultariam em equações polinomiais. Comenta ainda que estes desvios resultam da condensação (perto da saturação) que estariam no campo da análise da solução em vez do campo da adsorção.

Brunauer, Emmett e Teller (BET) (1938) utilizam a teoria de polarização, isto é, a consideração de que as mesmas forças que produzem a condensação são responsáveis pela energia das ligações de adsorção multimolecular elaborando a teoria que representa uma generalização do conceito de Langmuir.

$$X_e = \frac{(X_m C_{BET} a_w) [1 - (n+1)a_w^n + na_w^{n+1}]}{(1-a_w) [1 + (C_{BET} - 1)a_w - C_{BET} a_w^{n+1}]} \quad (10)$$

Onde:

n é o número da camada molecular da água.

a_w é a atividade de água.

$$C_{BET} = B \exp(H_1 - H_L) / RT \quad (10a)$$

B é o coeficiente que engloba as energias de policamadas moleculares.

H_1 é o calor de adsorção da primeira camada.

H_L é o calor de liquefação.

R é o constante universal de gases.

T é a temperatura absoluta.

A equação 10 apresenta duas situações mais utilizadas:

- Quando $n=1$, a equação fica idêntica à de Langmuir (equação 7)
- Quando $n=\infty$, a equação fica em forma linearizável da BET, apresentada na equação 11:

$$\frac{a_w}{(1-a_w)X} = \frac{1}{X_m C_{BET}} + \frac{a_w(C_{BET}-1)}{X_m C_{BET}} \quad (11)$$

Esta equação é conhecida como linearizada, pois através da construção do gráfico do primeiro membro da equação versus a atividade de água obtém-se o coeficiente linear igual a $1/X_m C_{BET}$ e o coeficiente angular de $(C_{BET}-1)/X_m C_{BET}$, de onde torna-se possível extrair X_m e C_{BET} .

Os autores do modelo sugerem que o caso de $n=1$ corresponderia a região de baixa atividade de água, $a_w < 0,35$, e o caso de $n=\infty$ corresponderia a de alta atividade de água. Sugerem ainda, utilizando a isoterma em forma sigmoideal, que representam a região côncava a baixa atividade de água e convexa a região de alta atividade de água.

Sugerem ainda que, para estimar o valor n pode-se utilizar a equação linearizável correspondente à região de baixa atividade de água, obtendo X_m e C_{BET} . Com estes valores, utilizando-se a equação 10, obtêm-se o n .

Relatam ainda a dependência do C_{BET} em função da temperatura que é $C_{BET} \propto B \exp(H_1 - H_L) / RT$ e $X_m \propto T$, mais especificamente $X_m \propto \rho^{2/3}$ (ρ é a densidade).

Assumindo que área molecular da água é de $10,6 \text{ \AA}^2$, podemos calcular a superfície exposta da matriz sólida (S_0);

$$S_0 = X_m \frac{1}{PM_{H_2O}} N_0 \left(A_{H_2O} \right) \quad (12)$$

Onde:

S_0 é a superfície exposta da matriz sólida.

N_0 é o número de Avogadro.

PM_{H_2O} é o peso molecular de água.

A_{H_2O} é a área molecular da água.

$S_0 = X_m (1/18 \text{ gmol/g}) (6 \times 10^{23} \text{ moléculas/gmol}) (10,6 \times 10^{-20} \text{ m}^2)$.

$S_0 = 3,5 \times 10^3 X_m (\text{m}^2/\text{g de massa seca}) = 3,5 \times 10^6 X_m (\text{m}^2/\text{kg de massa seca})$.

Guggenheim, Anderson e de Boer estenderam as teorias de adsorção física de BET, resultando numa equação triparamétrica, modelo GAB, que permite um melhor ajuste dos dados de sorção dos alimentos até a atividade de água de 0,9 (VAN DER BERG, 1984).

A equação de GAB é escrita como:

$$X_e = \frac{X_m CKa_w}{(1 - Ka_w)(1 - Ka_w + CKa_w)} \quad (13)$$

Onde C e K são constantes de adsorção relacionadas com as interações energéticas entre as moléculas da monocamada e as subsequentes, num dado sítio de sorção.

Quando K = 1, a equação de GAB fica reduzida à equação de BET linearizável.

Park e Nogueira (1992) mostraram a conceituação do modelo de BET, chegando até a sua extensão, comumente referida como modelo de GAB. Concluíram que por apresentar três parâmetros a serem estimados (X_m , C_{BET} e n) e sendo uma equação polinomial de grau maior que 2, dependendo do valor numérico de n estimado, o modelo de BET na sua forma original apresenta uma maior possibilidade de ajuste dos dados experimentais.

Teoria potencial

Harkins e Jura (1944) (citado por LABUZA, 1968), considera a distribuição da força superficial agindo para causar no filme adsorvido um comportamento de um líquido em estado bifásico de acordo com a equação 14.

$$\ln a_w = E - D/V^2 \quad (14)$$

Onde:

$$D = \Phi S_0^2 V_0^2 / 2RT$$

Φ é a compressibilidade gasosa.

S_0 é a superfície exposta da matriz sólida (m^2/g massa seca).

V e V_0 são os volumes molares do filme (ml/mol).

Para o salmão congelado e seco, o autor apresenta o valor de S_0 de $163m^2/g$ massa seca (Harkins e Jura, 1944) e $165m^2/g$ massa seca (BET).

Teoria capilar

Zsigmondy (1911) (citado por LABUZA, 1968) utiliza a equação de Kelvin e desenvolve o seguinte modelo:

$$a_w = \exp\left(\frac{-2\sigma \cos \theta V_0}{rRT}\right) \quad (15)$$

Onde:

σ é a tensão superficial (dina/cm).

θ é o ângulo de contato do líquido no poro.

V_0 é o volume molar do filme (ml/mol).

r é o raio capilar.

As razões da limitação do uso desta equação residem nos seguintes pontos: necessidade do conhecimento da distribuição dos poros; esta equação não é aplicável para os poros de dimensões moleculares; a difícil predição do ângulo de contato; a tensão superficial do líquido do alimento não é da água pura; a diminuição da pressão pelos solutos e desvio da incompressibilidade do líquido.

Equações empíricas

Pela facilidade de quantificação da isoterma, existem muitas equações empíricas que correlacionam os dados experimentais das isotermas de sorção de materiais biológicos. Para o caso das isotermas de grãos, as equações usuais são os polinômios de variados graus, sendo que para a maioria das isotermas, os polinômios de segundo grau têm demonstrado bons resultados. A seguir apresentamos algumas equações empíricas mais usuais na literatura. Por exemplo, *Advances in drying 80* apresenta 77 equações de isotermas.

Modelo de HALSEY

Halsey (1948) desenvolveu um modelo para a condensação das camadas a uma distância relativamente grande da superfície.

$$a_w = \exp\left(\frac{-A}{X_e^B}\right) \quad (16)$$

Modelo de OSWIN

O modelo baseia-se na expansão matemática para curvas de formato sigmoidal. Apresenta algumas vantagens sobre os modelos cinéticos de BET e GAB: apenas duas constantes de fácil linearização. É um modelo empírico, definido como (CHINNAN e BEAUCHAT, 1985):

$$X_e = A \left(\frac{a_w}{1 - a_w} \right)^B \quad (17)$$

Modelo de PELEG

Modelo empírico de quatro parâmetros, tenta conjugar duas tendências em uma equação (PELEG, 1993).

$$X_e = k_1 \cdot a_w^{n_1} + k_2 a_w^{n_2} \quad (18)$$

A restrição para esta equação é que $n_1 < 1$ e $n_2 > 1$.

Modelo de HENDERSON

Um dos modelos mais usados para a predição de isotermas é a equação empírica de (HENDERSON, 1952):

$$1 - a_w = \exp\left[-(kX_e^n)\right] \quad (19)$$

Ou sua modificação:

$$1 - a_w = \exp\left[-(k(T + C)X_e^n)\right] \quad (20)$$

Modelo de CHUNG

Este modelo (ASAE, 1991) é baseado na premissa que a variação na energia livre para a adsorção está relacionada com o conteúdo de umidade.

$$\ln a_w = -\frac{A}{R \cdot T} \exp[-BX_e] \quad (21)$$

Modelo de Chung e Pfof (1967)

Este modelo é baseado na premissa que a variação na energia livre para a adsorção está relacionada com o conteúdo de umidade (CHUNG e PFOST, 1967).

$$\ln(a_w) = -\frac{A}{R \cdot T} \cdot \exp[-B \cdot X_e] \quad (22.a)$$

Ou

$$X_e = E - F \cdot \ln[(-T + C) \cdot \ln(a_w)] \quad (22.b)$$

Modelo de Chen

Sua análise é baseada no período transiente da secagem e está limitada a situações em que a difusão é o principal modo de transporte de massa (CHEN, 1971).

$$a_w = \exp[k + A \cdot \exp(B \cdot X_e)] \quad (23)$$

Modelo de Chen e Clayton

Chen e Clayton (1971), tentaram relacionar a dependência das isotermas com a temperatura obtendo a equação :

$$a_w = \exp[-A \cdot T^B \cdot \exp(-C \cdot T^D \cdot X_e)] \quad (24)$$

Modelo de Aguerre

Semelhante aos modelos de Chung e Chen, tenta relacionar a isoterma com as temperaturas (AGUERRE, SUAREZ, e VIOLLAZ, 1989):

$$Y \cdot \ln(a_w) = k_1 \cdot k_2 X_e \quad (25)$$

Com

$$Y = \left(\frac{1}{380,5} - \frac{1}{T} \right) - 1$$

Onde:

X_e é o teor de água em equilíbrio, em base seca (kg/kg).

X_m é o teor de água da monocamada molecular (kg/kg).

a_w é a atividade de água, adimensional.

R é a constante universal de gases.

T é a temperatura.

$A, B, C, D, E, n, K, k_1, k_2, n_1, n_2$ são constantes das equações.

A Tabela 1 apresenta estes modelos de isotermas.

TABELA 1. Modelos para ajustes das isotermas

| <i>Nome do modelo</i> | <i>Equação</i> | <i>Modelo</i> |
|-----------------------|----------------|--|
| LANGMUIR | 7 | $\left(\frac{X_e}{X_m}\right) = \frac{Ca_w}{1 + Ca_w}$ |
| BET | 10 | $X_e = \frac{(X_m C_{BET} a_w) [1 - (n+1)a_w^n + na_w^{n+1}]}{(1 - a_w) [1 + (C_{BET} - 1)a_w - C_{BET} a_w^{n+1}]}$ |
| BET LINEARIZADO | 11 | $\frac{a_w}{(1 - a_w)X} = \frac{1}{X_m C_{BET}} + \frac{a_w(C_{BET} - 1)}{X_m C_{BET}}$ |
| GAB | 13 | $X_e = \frac{X_m CKa_w}{(1 - Ka_w)(1 - Ka_w + CKa_w)}$ |
| HARKINS & JURA | 14 | $\ln a_w = E - D/V^2$ |
| ZSIGMONDY | 15 | $a_w = \exp\left(\frac{-2\sigma \cos \theta V_0}{rRT}\right)$ |
| HALSEY | 16 | $a_w = \exp\left(\frac{-A}{X_e^B}\right)$ |

17

OSWIN

$$X_e = A \left(\frac{a_w}{1 - a_w} \right)^B$$

18

PELEG

$$X_e = k_1 \cdot a_w^{n_1} + k_2 a_w^{n_2}$$

19

HENDERSON

$$1 - a_w = \exp[-(kX_e^n)]$$

HENDERSON
MODIFICADO

20

$$1 - a_w = \exp[-(k(T + C)X_e^n)]$$

21

CHUNG

$$\ln a_w = -\frac{A}{R \cdot T} \exp[-BX_e]$$

CHUNG & PFOST 22.a

$$\ln(a_w) = -\frac{A}{R \cdot T} \cdot \exp[-B \cdot X_e]$$

CHUNG & PFOST 22.b

$$X_{eq} = E - F \cdot \ln[(-T + C) \cdot \ln(a_w)]$$

CHEN 23

$$a_w = \exp[k + A \cdot \exp(B \cdot X_e)]$$

CHEN & CLAYTON 24

$$a_w = \exp[-A \cdot T^B \cdot \exp(-C \cdot T^D \cdot X_e)]$$

AGUERRE,
SUAREZ, &
VIOLLAZ 25

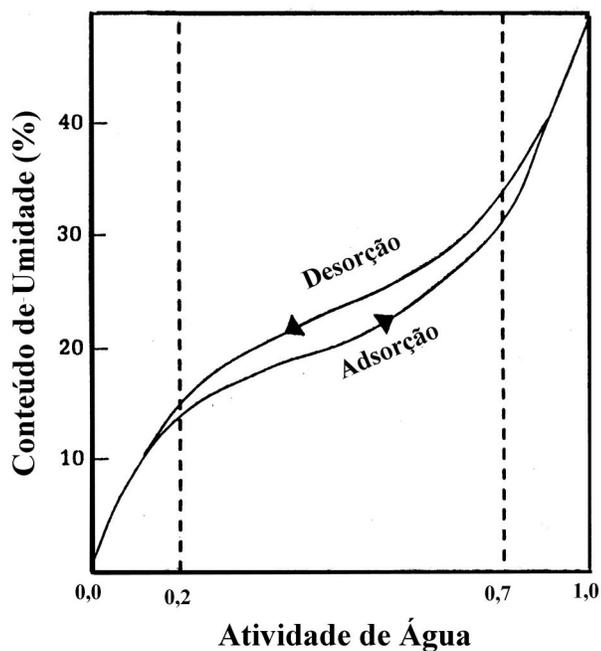
$$Y \cdot \ln(a_w) = k_1 \cdot k_2 X_e$$

X_e é o teor de água em equilíbrio (em base seca, kg/kg); X_m é o teor de água da monocamada molecular (em base seca, kg/kg); a_w é a atividade de água (adimensional); T é a temperatura; σ é a tensão superficial (dina/cm); θ é o ângulo de contato do líquido no poro; V_0 é o volume molar do filme (ml/mol); r é o raio capilar; $A, B, C, C_{BET}, D, E, K, k, k_1, k_2, n_1$ e n_2 (a restrição

para esta equação é que $n_1 < 1$ e $n_2 > 1$) são constantes das equações; n é o número de camadas; R é a constante universal de gases.

Outro ponto importante a ser lembrado é que a curva de uma isoterma pode se apresentar de duas formas: isotermas de adsorção, obtida quando um alimento totalmente seco é colocado em atmosferas com diversos níveis de umidade relativa, sendo medido o aumento de peso desse alimento devido ao ganho de água determinadas durante a hidratação; isoterma de dessorção, obtida quando o alimento inicialmente úmido é colocado sob as mesmas condições atmosféricas criadas para adsorção sendo medidos neste caso a diminuição de peso do alimento, provocada pela perda de água determinadas durante a desidratação. Estas curvas de adsorção e dessorção não coincidem, e esta diferença entre as isotermas é conhecida como o fenômeno de histerese.

Uma curva típica de isoterma de sorção é apresentada na Figura 2:



Fonte: PARK e NOGUEIRA (1992)

Figura 2 - Histerese das isotermas de sorção.

Labuza (1968) classifica estas três regiões de monocamada (a_w até 0,2), policamada (a_w entre 0,2 a 0,6) e condensação seguida da dissolução de materiais solúveis (a_w acima de 0,6).

Luikov (1966) considera que este fenômeno de histerese ocorreria por não ter atingido o real equilíbrio, ou seja, o fenômeno da irreversibilidade dos processos.

A consideração mais usualmente aceita é a existência de espaços vazios ocupados pelo ar durante a adsorção que impediria a penetração da água, pois existiria uma força adicional em jogo pelo estabelecimento de meniscos, isto é, a tensão superficial.

Young e Nelson (1967) consideram as duas primeiras regiões classificadas por Labuza (1968) mono e policamada molecular de região adsorvida, sendo que a terceira região, a da condensação, seria a região de absorção para os materiais biológicos. Consideram que o efeito da histerese é devido a água adsorvida. Se um material seco é submetido a um ambiente úmido, processo de adsorção, a água primeiramente adere à superfície do sólido em monocamada molecular com fortes ligações superfície-água. Com o aumento da camada molecular na superfície, o aumento da força difusional tenderia a causar a migração da umidade ao interior do material, contrabalançando a força de ligação superficial. Sob a diminuição de pressão de vapor de água do ambiente, processo de dessorção, não existe a força interna para empurrar a água do interior à superfície até que haja a remoção total de água na superfície. A partir daí, a força difusional causada pelo gradiente de concentração, moveria água do interior à superfície. Com estas considerações, os autores apresentam equações derivadas da teoria cinética de gases para as isotermas correspondentes a adsorção e dessorção para os materiais biológicos.

$$X_{eads} = \frac{\rho V_{x_m}}{MS} (\vartheta + \beta) + \rho \frac{V}{MS} \Psi \quad (26.a)$$

$$X_{edes} = \frac{\rho V_{x_m}}{MS} (\vartheta + \beta) + \rho \frac{V}{MS} a_{wmax} \quad (26.b)$$

Onde:

X_{eads} é o teor de água em processo de adsorção, em base seca.

X_{edes} é o teor de água em processo de dessorção, em base seca.

MS é a massa seca.

a_w é a atividade de água

a_{wmax} é a máxima atividade de água que o material foi submetido.

ρ é a densidade da água.

V_{xm} é o volume da água em camada monomolecular.

V é o volume da água adsorvida em saturação.

H_1 é o calor de adsorção de molécula ligada à superfície, cal/mol.

H_L é o calor de liquefação, cal/mol.

K_{Boltz} é o constante de Boltzmann, g cm²/s mol K.

T é a temperatura absoluta, K.

$$\vartheta = \frac{a_w}{a_w + (1 - a_w) \exp[-(H_1 - H_L) / K_{Boltz} T]}$$

$$\Psi = a_w \vartheta$$

$$\beta = -\frac{E a_w}{E - (e - 1)} + \left[\frac{E^2}{E - 1} \right] \ln \left[\frac{E - (E - 1) a_w}{E} \right] - (E + 1) \ln(1 - a_w)$$

$$E = \exp[-(H_1 - H_L) / K_{Boltz} T]$$

CALOR DE SORÇÃO

Armbruster e Austin (1944) mostram que o calor de adsorção pode ser calculado de duas maneiras:

1. Equação de Clausius-Clapeyron (CC);
2. Equação de BET.

Equação de Clausius-Clapeyron.

A utilização da Equação de CC é baseada na adsorção isostérica. É comumente assumida para fornecer calor de sorção correspondente a um volume de gás sorvido.

$$\frac{d(\ln p)}{d(1/T)} = \frac{-Q_{st}}{R} \quad (27)$$

Onde Q_{st} é o calor isostérico.

Relatando a termos correspondentes a água, temos:

$$\frac{d(\ln p_w - \ln p^0)}{d(1/T)} = \frac{d(\ln a_w)}{d(1/T)} = \frac{-(Q_{st} - \Delta H_v)}{R} \quad (28)$$

Onde ΔH_v é o calor latente de vaporização da água.

Integrando temos:

$$\ln a_w \Big|_{T_0}^T = \frac{-(Q_{st} - \Delta H_v)}{R} \left(\frac{1}{T} \right) \Big|_{T_0}^T \quad (29)$$

$$a_w(T) = a_w(T_0) \exp \left[-q_{st} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) / R \right] \quad (30)$$

$$\text{onde } q_{st} = Q_{st} - \Delta H_v = \text{constante.} \quad (31)$$

Das isotermas, para cada valor de X (teor de água), graficando $\ln a_w$ versus $(1/T)$ obteremos retas com a inclinação de $(-Q_{st}/R)$. E graficando estes valores de Q_{st} versus X teremos a variação do calor com o teor de água.

Equação de BET

Da equação 10, temos:

$$C_{BET} = B \exp(H_1 - H_L) / RT \quad (32)$$

B é o coeficiente que engloba as energias de policamadas moleculares, portanto para a monocamada molecular, $B = 1$, temos:

$$\ln C_{BET} = (H_1 - H_L) / RT = \text{constante.}$$

Onde:

H_1 é o calor de adsorção da primeira camada.

H_L é o calor de liquefação.

R é a constante universal de gases.

T é a temperatura absoluta.

Hill (1949) obtém uma equação de cálculo de sorção baseada em considerações estatísticas. Posteriormente, Berezin e Kiselev (1966) deduzem teoricamente a mesma equação:

$$Q_{BET}^* = H_1 - (H_1 - H_L) \left(\frac{2a_w + (C-2)a_w^2}{1 + (C-1)a_w^2} \right) \quad (33)$$

Onde:

Q_{BET}^* é o calor diferencial (cal/mol).

H_1 é o calor de adsorção da primeira camada.

H_L é o calor de liquefação.

a_w é a atividade de água; $C_{BET} = B \exp(H_1 - H_L) / RT$

Suárez, Aguerre e Violaz (1983) utilizam esta equação 28 e apresentam vários resultados com os valores de B diferentes de 1 e comparam com o de $B=1$.

O calor de sorção diminui com o aumento do teor de água. Na região de alto conteúdo de água, o calor de sorção está relacionado à água absorvida ou adsorvida em policamadas moleculares, ao passo que na região de baixo teor, praticamente toda umidade está em forma de água adsorvida em monocamada molecular. Portanto, o calor médio decresce na medida em que aumenta o teor de água.

CONSIDERAÇÕES ADICIONAIS

Apresentamos a seguir alguns exemplos da literatura para ilustrar a importância das isotermas de sorção.

Diferentes métodos estatísticos de obtenção dos parâmetros de BET utilizando dados de isotermas de batata foram analisados por Toupin, Le Mauger e McGregor (1983). Concluíram que o método ponderado de regressão não linear, obtido pelo procedimento dos mínimos

quadrados, apresentou resultados mais confiáveis devendo-se evitar a regressão linear para estimar os parâmetros.

Lomauro, Bakshi e Labuza (1980) avaliaram 163 dados da literatura de isothermas de frutas, vegetais, produtos cárneos, condimentos, leite, café, oleaginosas, etc., utilizando três equações de dois parâmetros e uma equação de três parâmetros. Observaram que a equação de três parâmetros, denominada equação de GAB, apresentou melhor ajuste de dados das isothermas do que as equações de dois parâmetros (Halsey, Oswin, Iglesias e Chirife).

Maroulis et al. (1988) fizeram um ajuste de isothermas de adsorção de uva-passa, damasco, figos e ameixas secas com o modelo de GAB, concluindo que o método de regressão influencia os resultados do modelo, recomendando portanto o uso da regressão não linear para estimar os parâmetros com melhor precisão.

Wang e Brennan (1991) determinaram experimentalmente dados de umidade de equilíbrio de adsorção e dessorção de batata para quatro temperaturas; além dos modelos de BET e GAB, foram também utilizados os modelos de Halsey e Oswin para ajustar estes dados e avaliar as constantes destas equações matemáticas.

A estimativa do calor de sorção requer isothermas de adsorção ou dessorção de umidade para várias temperaturas. Em geral, o conteúdo de umidade de equilíbrio de um alimento para uma dada atividade de água diminui quando se aumenta a temperatura. A dependência da temperatura pode variar com o conteúdo de umidade e de água presentes nos alimentos para alimentos com atividade de água acima de 0,65 (SARAVACOS e STINCHFIELD, 1965 e SARAVACOS, TSIOURAS e TSAMI, 1986). Dois modelos descrevem a dependência dos valores da isoterma com a temperatura. São eles o de Chung e de Henderson.

Cervenka, Rezkova e Kralovsky (2008) determinam isothermas de adsorção de pão de gengibre pelo modelo de GAB. O calor isostérico, obtido pela equação de Clausius–Clapeyron, decresceu exponencialmente com o aumento do conteúdo de água.

Goula et al. (2008) determinam isothermas de adsorção de polpa de tomate a seis temperaturas entre 20 e 70°C e utilizam modelos de BET, Halsey, Smith and Oswin, GAB, e Peleg. O calor isostérico, obtido pela equação de Clausius–Clapeyron, decresceu exponencialmente com o aumento do conteúdo de água. Os autores determinaram ainda a temperatura de transição vítrea da polpa seca a várias atividades de água.

Delgado e Sun (2007) estudaram a influência da atividade de água em resfriamento e congelamento.

Kavitha e Modi (2007) mostraram a influência da atividade de água e temperatura na degradação do precursor de *flavor* de carne.

Samapundo et al. (2007) utilizaram planejamento fatorial com 5 temperaturas e 7 atividades de água para investigar o crescimento de dois maiores produtores de aflatoxina.

Labuza et al. (2004) mostraram que os diagramas de estado podem ser utilizados para ilustrar algumas mudanças de estado físico de alimentos em função da umidade durante quaisquer processos de remoção de água ou mesmo durante a armazenagem. Mas, ressaltaram uma complicação na utilização dos diagramas de estado para alimentos pelo fato desses não serem soluções homogêneas ou isotrópicas.

Leite, Murr e Park (2005) mostraram a importância do conhecimento do comportamento da temperatura de transição vítrea em função da umidade dos alimentos para a determinação das melhores condições de processamento e armazenagem dos alimentos. Apresentaram uma revisão bibliográfica mostrando a tendência das pesquisas que unem o estudo das isotermas e da transição vítrea.

Shrestha et al. (2007) apresentaram o comportamento da isoterma e temperatura de transição vítrea.

SOFTWARE DE CURVAS DE ISOTERMAS

Através das informações apresentadas, torna-se fácil visualizar a possibilidade de implementação das rotinas de determinação de isotermas através de algoritmos computacionais.

Para permitir alto grau de portabilidade, e adotando as técnicas de desenvolvimento mais modernas, a aplicação foi desenvolvida em linguagem de programação JAVA e foi internacionalizada, apresentando a possibilidade de escolha de língua da interface: português ou inglês. Além disso, apresenta as seguintes funcionalidades, representadas em sua tela principal, Figura 3:

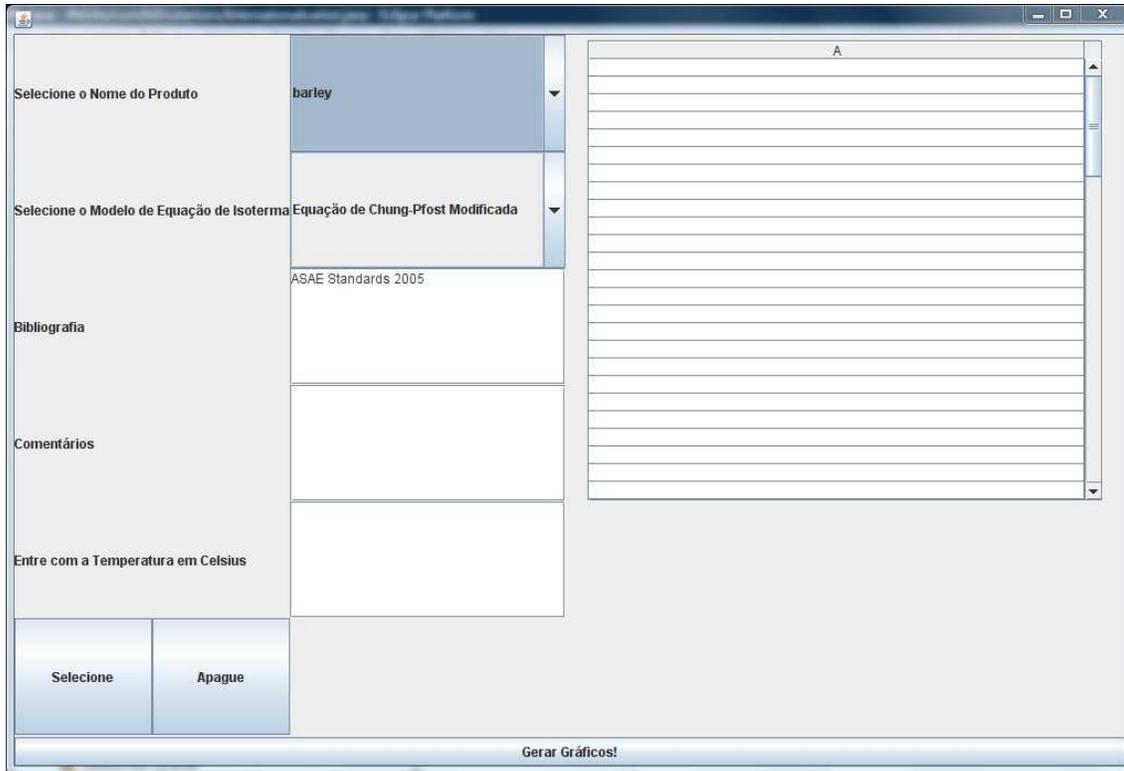


Figura 3 - Tela Principal da Aplicação

Para se gerar uma determinada isoterma, deve-se selecionar o produto desejado, o modelo e incluí-los no grupo a ser gerado a partir do acionamento da tecla “Selecione”. A tecla “Apague” causa o efeito oposto. Para tal, selecione o produto e modelo a ser excluído do grupo – parte direita da tela.

Gerando uma isoterma que siga o modelo de Henderson Modificado para Alfafa a 30 graus celsius temos, Figuras 4 e 5:

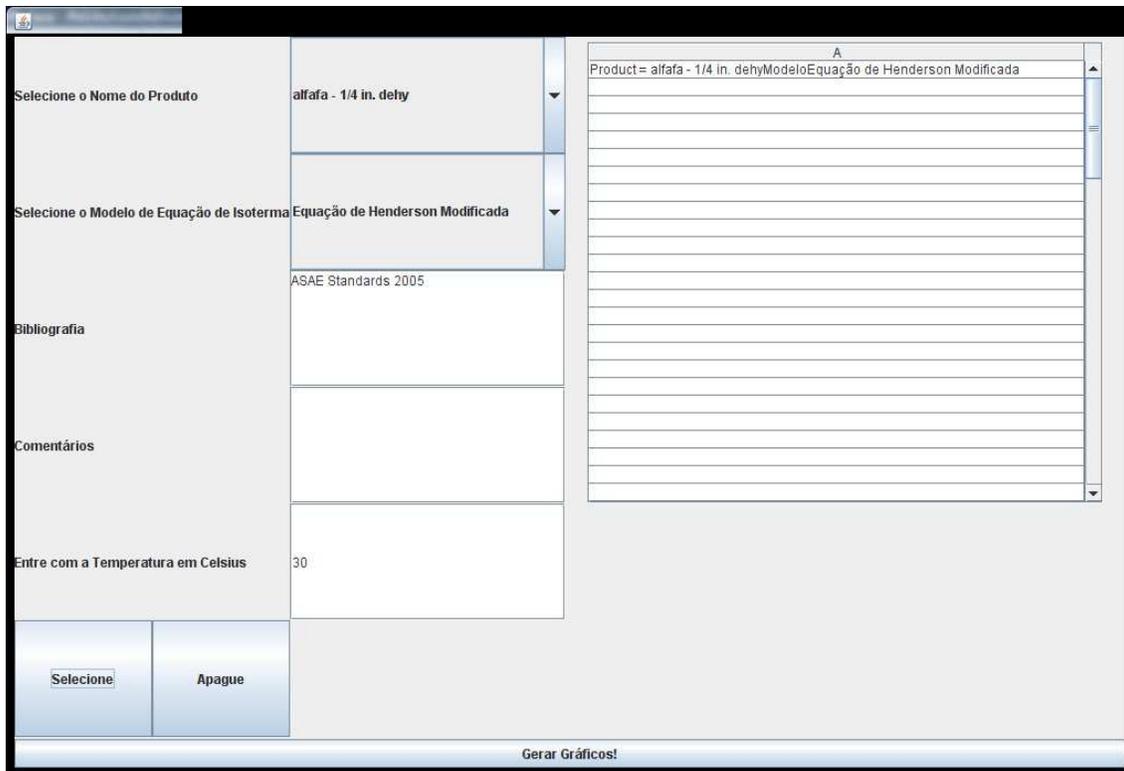


Figura 4 - Escolhendo Dados de Entrada para Alfafa

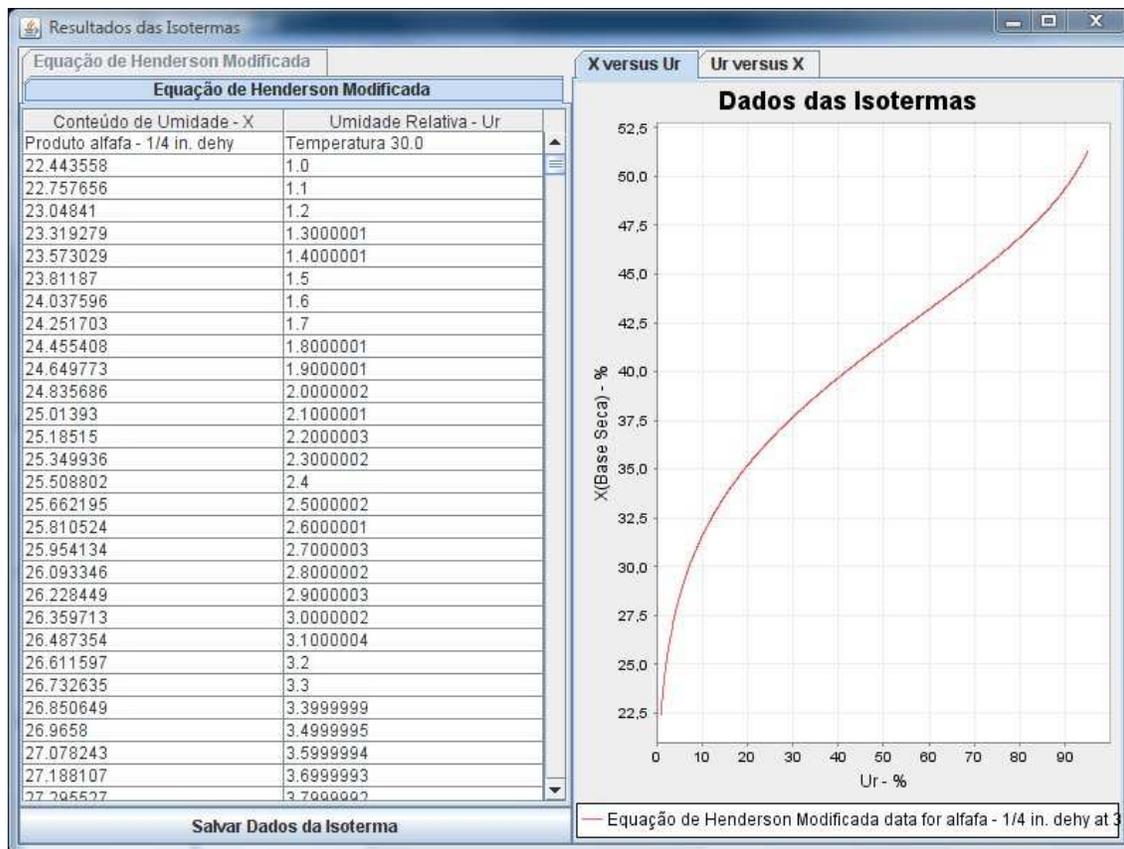


Figura 5 - Curva de Isoterma para Alfafa

O aplicativo permite que se exporte os dados gerados para arquivos em formato compatível com softwares editores de planilhas. Uma ressalva com relação à esse recurso é o fato de os números serem salvos no padrão britânico, ou seja, com o separador de decimais ponto ao invés de vírgula.

Um exemplo de gráfico gerado pelo Excel a partir dos dados exportados é o seguinte, Figura 6:

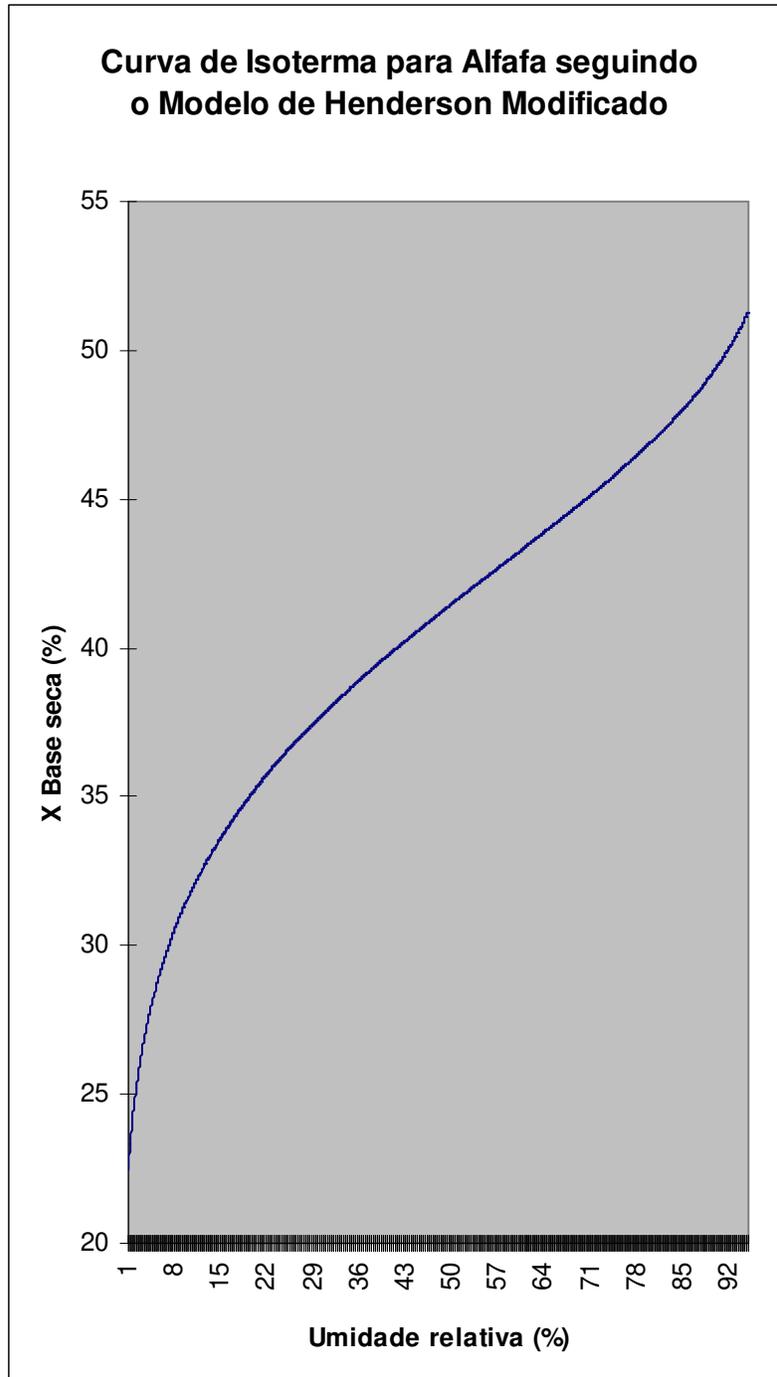


Figura 6 - Gráfico Gerado pelo Excel para os Dados Exportados pela Aplicação

É possível gerar uma série de isotermas diferentes ao mesmo tempo, Figura 7:

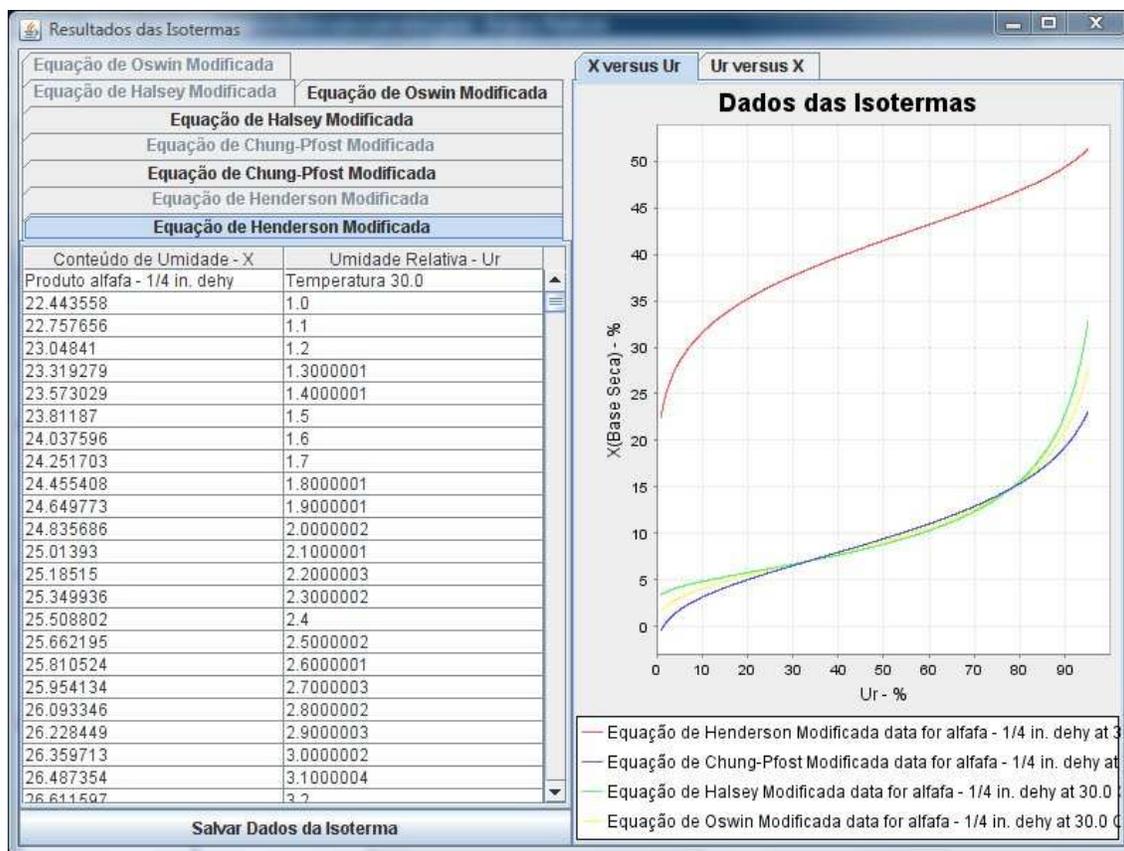


Figura 7 - Vários Modelos diferentes de Isotermas para Alfafa

Pode-se notar que para esse caso, a curva de isoterma gerada pelo modelo de Henderson Modificado diverge bastante dos valores gerados por outros três modelos.

CONCLUSÃO

A isoterma é uma propriedade importante para os materiais biológicos envolvidos em vários tipos de processamento e armazenamento. De acordo com as considerações termodinâmicas das isotermas e as equações empíricas mais usuais na literatura, a teoria do BET ainda é a mais completa teoria de adsorção existente na literatura. Uma das importantes aplicações das equações de isotermas é a energia de ligação de água que é traduzida na energia de adsorção. A outra importante consideração é acerca dos valores de monocamada molecular de água, que indicam a relação com as reações químicas que determinam a deterioração dos materiais biológicos, através das áreas expostas da matriz sólida.

A aplicação para gerar isotermas em JAVA possibilita uma rápida comparação entre diferentes modelos cadastrados, permitindo a escolha daquele que melhor se adequa as características do processo alvo de estudos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] AGUERRE, R.J.; SUAREZ, C.; VIOLLAZ, P.Z. New BET type multi-layer sorption isotherms. - Part II: Modelling water sorption in foods. In: **Lebensm - Wiss u. Tech.** [s.n.], v. 22, p.192-195, 1989.
- [2] AMERICAN SOCIETY OF AGRICULTURAL ENGINEERS – ASAE. **ASAE Standard: D245.4: Moisture Relationship of Grains**, 1991.
- [3] ARMBRUSTER, M.H.; AUSTIN, J.B. The adsorption of gases on smooth surfaces of steel. **Journal of American Chemistry Society**, v.66, n.2, p.159-171, 1944.
- [4] BEREZIN, G.I.; KISELEV, A.V. Dependence of heat capacity of adsorbate on surface coverage on the basis of BET theory assumptions. **Journal of Colloid and Interface Science**. V.22, p.161-164, 1966.
- [5] BRUNAUER, S.; EMMET, T.H.; TELLER, F. Adsorption of gases in multimolecular layers. In: **J. Am. Chem. Soc.**, [s.n.], v. 60, n. 2, p. 309-319, 1938.
- [6] CERVENKA, L.; REZKOVA, S.; KRALOVSKY, J. Moisture adsorption characteristics of gingerbread, a traditional bakery product in Pardubice, Czech Republic. [Journal of Food Engineering](#), v.84, n.4, p.601-607, 2008. Disponível on line.
- [7] CHEN, C.S. Equilibrium moisture curves for biological materials. **Transactions of the ASAE**, v. 14, p. 924-926, 1971.
- CHEN, C.S.; CLAYTON, J.T. The effect of temperature on sorption isotherms of biological materials. **Transactions of the ASAE**, v. 14, p. 927-929, 1971.
- [8] CHINNAN, M.S.; BEAUCHAT, L.R. Sorption isotherms of whole cowpeas and flours. In: **Lebensm - Wiss u. Tech.**, [s.n.], v. 18, p. 83-88, 1985.
- [9] CHUNG, D.S.; PFOST, H.B. Adsorption and desorption of water vapor by cereal grains and their products. **Transactions of the ASAE**, v. 10, p. 549-557, 1967.
- [10] DELGADO, A.E.; SUN, Da-W. Influence of surface water activity on freezing/thawing times and weight loss prediction. [Journal of Food Engineering](#), v.83, n.1, p.23-30, 2007.

- [11] GOULA, A.M.; KARAPANTSIOS, T.D.; ACHILIAS, D.S.; ADAMOPOULOS, K.G. Water sorption isotherms and glass transition temperature of spray dried tomato pulp. [Journal of Food Engineering](#), v.85, n.1, p.73-83, 2008. Disponível on line.
- [12] HALSEY, G. Physical adsorption on uniform surfaces. In: **The Journal of Chemical Physics**. [s.n.], v. 16, n. 10, p. 931-937, 1948.
- [13] HENDERSON, S.M. A basic concepts of equilibrium moisture. **Agricultural Engineering**. V.33, n. 1, p. 29-33, 1952.
- [14] HILL, T.L. Statistical mechanics of adsorption. VII thermodynamic functions for the BET theory. **The Journal of Chem. Physics**. V.17, n.9, p.772-774, 1949.
- [15] KAVITHA, S.; MODI, V.K. Effect of water activity and temperature on degradation of 5'-inosine monophosphate in a meat model system. **LWT – Food Science and Technology**, v. 40, n. 7, p. 1280-1286. 2007.
- [16] LABUZA, T.P. Sorption phenomena in foods. In: **Food Technol.** [s.n.], 1968. v. 22, n.3, p. 15-24.
- [17] LABUZA, T.; ROE, K.; PAYNE, C.; PANDA, F.; LABUZA, T. J.; LABUZA, P. S.; KRUSCH, L. Storage stability of dry food systems: influence of state changes during drying and storage. In: **International Drying Symposium IDS'2004**, 14th, 2004, São Paulo, Brazil. Proceedings...São Paulo: Ourograf Gráfica e Editora, v. A, p. 48-68, 2004.
- [18] LANGMUIR, I. The adsorption of gases in a plane surfaces of glass, mica and platinum. In: **J. Am. Chem. Soc.**, [s.n.], 1918. v. 46, p. 1361-1403.
- [19] LEITE, J.T.de C.; MURR, F.E.X.; PARK, K.J. Transições de fase em alimentos: Influência no processamento e na armazenagem. **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, Campina Grande/PB, v.7, n.1, p.83-96, 2005.
- [20] LOMAURO, C.J.; BAKSHI, A.S.; LABUZA, T.P. Evaluation of food moisture sorption isotherm equations. Part I: Fruit, vegetable and meat products. In: **Lebensm. - Wiss. u.- Technol.** [s.n.], v. 18, n. 2, p. 111-117, 1985.
- [21] LUIKOV, A.V. **Heat and Mass Transfer in Capillary-Porous Bodies**. [s.l.]: Pergamon Press, 523p., 1966.
- [22] MAROULIS, Z.B.; TSAMI, E.; MARINOS-KOURIS, D.; SARAVACOS, G.D. Application of the GAB model of the moisture sorption isotherms for dried fruits. In: **Journal of Food Science**. [s.n.], v. 7, n. 1, p. 63-78, 1988.

- [23] PARK, K. J.; ANTONIO, G.C.; OLIVEIRA, R.A. de; PARK, K.J.B. Conceitos de processo e equipamentos de secagem. 121p. 2007. Disponível em: <http://www.feagri.unicamp.br/ctea/manuais/concproceqsec_07.pdf>. Acesso em: 09 de out. 2007.
- [24] PARK, K.J.; NOGUEIRA, R.I. Modelos de ajuste de isotermas de sorção de alimentos. In: **Engenharia Rural**, Piracicaba: ESALQ/USP, v. 3, n. 1, p.81-86, 1992.
- [25] PELEG, M. Assessment of a semi-empirical four parameter general model for sigmoid moisture sorption isotherms. In: **J. Food Proc. Eng.**, Connecticut-USA: Food and Nutrition Press, Inc., v. 16, n. 1, p. 21-37, 1993..
- [26] RIZVI, S.S.H.; BENADO, A.L. Thermodynamic properties of dehydrated foods. **Food Technology**, march, p.83-92, 1984.
- [27] SAMAPUNDO, S.; DEVLIEGHERE, F.; GEERAERD, A.F.; MEULENAER, B. De; IMPE, J.F.; DEBEVERE, J. Modelling of the individual and combined effects of water activity and temperature on the radial growth of *Aspergillus flavus* and *A. parasiticus* on corn. **Food Microbiology**, v. 24, n. 5, p. 517-529, 2007.
- [28] SARAVACOS, G.D.; STINCHFIELD, R.M. Effect of temperature and pressure on the sorption of water vapor by freeze-dried food materials. **J. of Food Science**, Chicago: Inst Food Technologists, v. 30, p. 779-7786, 1965.
- [29] SARAVACOS, G.D.; TSIOURVAS, D.A., TSAMI, E. Effect of temperature and pressure on the water adsorption isotherms of sultan. rainsins. **J. of Food Science**, Chicago: Inst Food Technologists, v. 51, p. 381 -94, 1986.
- [30] SHRESTHA, A.K.; HOWES, T.; ADHIKARI, B.P.; BHANDARI, B.R. Water sorption and glass transition properties of spray dried lactose hydrolysed skim milk powder. **LWT – Food Science and Technology**, v. 40, n. 9, p. 1593-1600. 2007.
- [31] SPIESS, W.E.L.; WOLF, W.F. The results of the COST 90 project on water activity. In: JOWITT, R. **Physical Properties of Foods**. London: Applied Science Publishers, p.65-91, 1983.
- [32] SUÁREZ, C.; AGUERRE, R.; VIOLAZ, P.E. Analysis of the desorption isotherms of rough rice. **Lebensm. Wiss. U. Thecnol.**, v.16, p.176-179, 1983.
- [33] TREYBALL, R.B. **Drying. Mass Tranfer Operations**. New York: McGraw-Hill, 1968, p. 569-575.

- [34] TOUPIN, C.J.; Le MAUGER, M., McGREGOR, J.R. The evaluation of BET constants from sorption isotherms data. In: **Lebensm.-Wiss. u.- Technol.** [s.n.], v. 16, n. 3, p. 153-156, 1983.
- [35] Van der BERG, C. Description of water activity of foods for engineering purposes by means of the GAB model of sorption. In: **Engineering and Food.** London: B. M. Mckenna Elsevier Applied Science, v. 1, p.311-321, 1984.
- [36] WANG, N.; BRENNAN, J. G. Moisture sorption isotherm characteristics of potatoes at four temperatures. In: **Journal of Food Engineering,** [s.n.], v. 14, p. 269-287, 1991.
- [37] YOUNG, J.H.; NELSON, G.L. Theory of hysteresis between sorption and desorption isotherms in biological materials. **Transactions of the ASAE,** v. 4, p. 260-263, 1967.

NOMENCLATURAS

| | | |
|-----------|--------------------------------------|-------------------|
| β | Definido na equação 26 | - |
| Φ | Compressibilidade gasosa | - |
| Φ_f | Coefficiente da fugacidade | - |
| φ | Definida na equação 26 | - |
| μ | Potencial químico | - |
| μ^0 | Estado padrão da substância pura. | - |
| θ | Ângulo de contato do líquido no poro | - |
| ρ | Densidade | kg/m ³ |
| σ | Tensão superficial | dina/cm |
| ψ | Definido na equação 26 | - |

| | | |
|--------------|---|--------------------------|
| A | Constante da equação | - |
| A | Coeficiente de primeira ordem | - |
| A_{H_2O} | Área molecular da água | m^2 |
| a_w | Atividade de água | - |
| B | Constante da equação | - |
| C | Constante da equação | - |
| C | Constante da energia da isoterma | - |
| C_{BET} | Constante da energia da isoterma do BET | - |
| D | Definido na equação 14 | - |
| E | Definido na equação 26 | - |
| f | Fugacidade | - |
| f_w | Fugacidade de vapor sobre o alimento | - |
| f^0 | Fugacidade da água pura a sua pressão de vapor. | - |
| H_1 | Calor de adsorção da primeira camada | kJ/kg |
| H_L | Calor de liquefação | kJ/kg |
| ΔH_v | Calor latente de vaporização da água | kJ/kg |
| K | Constante da GAB | - |
| K_{Boltz} | Constante de Boltzmann | $g\ cm^2/smolK$ |
| k_1 | Constante da equação | - |
| k_2 | Constante da equação | - |
| MS | Massa seca | kg |
| N_0 | Número de Avogadro | $6,02214 \times 10^{23}$ |
| N | Número de camadas monomoleculares | - |
| n_1 | Constante da equação | - |
| N_2 | Constante da equação | - |
| PM | Peso molecular | g/gmol |
| PM_{H_2O} | Peso molecular de água | g/gmol |
| P | Pressão | bar |
| Q_{st} | Calor isostérico | kJ/kg |
| R | Constante universal dos gases | J/(gmol)K; |

| | | $\text{m}^3\text{bar}/(\text{gmol})\text{K}$ |
|------------|--|--|
| R | Raio capilar | cm |
| S_0 | Superfície exposta da matriz sólida | m^2/gms |
| T | Temperatura | K |
| V | Volume | m^3 ; ml/mol |
| V_0 | Volume molar | ml/mol |
| V_{xm} | Volume da água em camada monomolecular | m^3 |
| X_e | Conteúdo de umidade (teor de água) no equilíbrio | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_{eads} | Teor de água em processo de adsorção | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_{edes} | Teor de água em processo de dessorção | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_m | Conteúdo de umidade (teor de água) na monocamada | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| Y | Definido na equação 26 | - |

CAPÍTULO 3 – FUNDAMENTOS DA SECAGEM: CINÉTICA DE SECAGEM

SECAGEM: FUNDAMENTOS E EQUAÇÕES

RESUMO

As fundamentações teóricas da secagem são apresentadas. As considerações teóricas e as equações fenomenológicas são apresentadas para auxiliar os pesquisadores que militam nesta área em seus trabalhos. As equações mais usuais e suas resoluções assim como as simplificações e normatizações introduzidas no tratamento de dados experimentais também são abordadas. As considerações das equações de transferência de calor e de massa apresentadas servem para lembrar os pesquisadores sobre o conceito dos fenômenos de transporte aplicados à secagem. Ao final, apresenta-se um software desenvolvido em JAVA que aplica as equações de cinéticas de secagem para a geração de curvas de cinéticas para produtos cadastrados em sua base de dados.

Palavras-chave: transferência de calor, transferência de massa, normatização da curva, tratamento de dados, software, JAVA;

DRYING: FOUNDATION AND EQUATIONS

SUMMARY

The theoretical foundations of drying are presented. The theoretical considerations and the phenomenological equations are presented to aid the drying researchers on their work. The more usual equations and their solutions as well as their simplifications and normalizations introduced on data treatment are also approached. The consideration of heat and mass transfer equations presented serves to remember researchers about transport phenomena applied to drying. At the end, a JAVA based software that applies the given drying kinetic models to generate drying kinetic curves for products stored in its database is presented.

Keywords: heat transfer, mass transfer, normalization of curve, data treatment, software, JAVA;

FUNDAMENTOS DA SECAGEM

PRINCÍPIOS DE SECAGEM

A secagem tem a finalidade de eliminar um líquido volátil contido num corpo não volátil através de evaporação. Portanto, a secagem de nosso interesse é caracterizada pela evaporação da água do material biológico.

Durante a secagem é necessário um fornecimento de calor para evaporar a umidade do material e também deve haver um sorvedor de umidade para remover o vapor água formada a partir da superfície do material a ser seco (Figura 1, PARK et al, 2007).

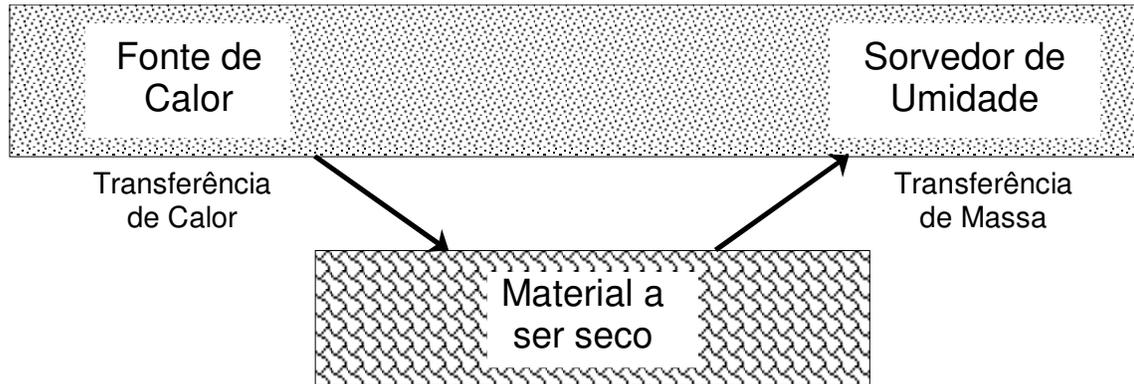


Figura 1 - Diagrama do processo de secagem.

Este processo, de fornecimento de calor da fonte quente para o material úmido é que promoverá a evaporação da água do material e em seguida a transferência de massa arrastará o vapor formado.

Do ponto de vista de fornecimento de calor, os mecanismos básicos de transferência de calor empregados indicam os possíveis equipamentos necessários, ao passo que a retirada do vapor de água formado na superfície do material é analisada do ponto de vista de movimento do fluido (mecânica dos fluidos), indicando também os possíveis equipamentos para esta finalidade.

Finalmente, as considerações sobre como água é transportada do interior do sólido à superfície fundamentam as teorias existentes na secagem.

MECANISMOS DE MIGRAÇÃO DE UMIDADE

O movimento de água do interior do material até à superfície é analisado pelos mecanismos de transferência de calor e de massa, que indicarão a dificuldade de secagem nos materiais.

Durante a secagem, para que haja a evaporação de água da superfície do material ao ambiente, a água deve ser transportada do interior do sólido até a superfície.

O diagrama no interior do sólido está representado na Figura 2.

Os mecanismos mais importantes são:

- Difusão líquida: ocorre devido à existência do gradiente de concentração;
- Difusão de vapor: ocorre devido ao gradiente de pressão de vapor, causado pelo gradiente de temperatura;
- Escoamento de líquido e de vapor: ocorrem devido à diferença de pressão externa, de concentração, capilaridade e alta temperatura. Todas estas considerações tais como: conteúdo inicial de umidade do material, conteúdo final de umidade que o material pode chegar (umidade de equilíbrio), como a água está ligada à estrutura do sólido e como o transporte da água é feito do interior à superfície do sólido durante a secagem servem para fundamentar o fenômeno de secagem.

No entanto estamos longe de estabelecer uma única relação teórica que possibilite generalizações para tratamentos na secagem.

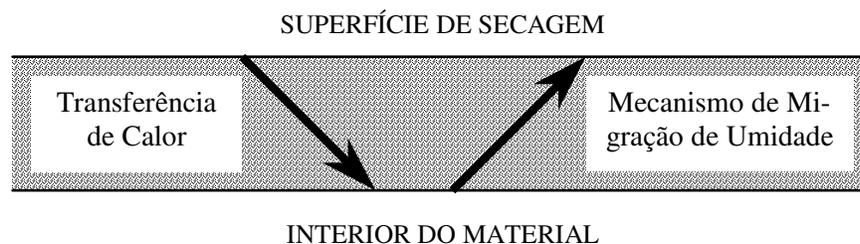


Figura 2 - Diagrama da migração de umidade no interior de um sólido.

EFEITOS COLATERAIS DURANTE A SECAGEM

Os mecanismos de transferência interna de massa, durante a secagem de materiais biológicos, podem ser influenciados por dois fenômenos colaterais durante a secagem:

- Existência da contribuição do soluto durante a secagem. Por exemplo, o soluto como açúcar da ameixa encontra-se depositado na superfície durante a secagem, formando uma crosta que diminui a velocidade de secagem. Outro exemplo é uma experiência com a beterraba açucareira, mostrando que a mesma seca mais rapidamente quando é desaçucarada antes da secagem. (PARK et al., 2007)
- Os produtos biológicos são células vivas que exibem um comportamento específico, no qual a célula é distendida pelo líquido contido nele e, em consequência, a parede celular é submetida a tensão e o líquido contido nela é submetido à compressão. Este fenômeno é conhecido como "turgor". Conforme procede a secagem com a retirada de água, estamos diminuindo a pressão que o líquido exerce contra a parede celular. Os fenômenos associados a esta diminuição de pressão são tratados como consequência do encolhimento do material. O fenômeno de encolhimento do material não causaria muito problema durante a secagem se não fossem os efeitos colaterais que os mesmos causam no material. Conforme o material encolhe durante a secagem, a superfície do material endurece ("case hardening") por sofrer o impacto da secagem primeiramente. Dessa forma, o material deforma-se e fissa-se. Um exemplo seria a fissura durante a secagem do macarrão. Outro exemplo seria a fissura sofridas pelo arroz durante a secagem. (PARK et al., 2007)

CURVAS TÍPICAS DE SECAGEM

Os produtos são muito diferentes entre si devido a sua composição, estrutura e suas dimensões.

As condições de secagem são muito diversas, de acordo com as propriedades do ar de secagem e a forma como se faz o contato ar-produto: por exemplo, secagem com ar quente na superfície de um leito de partículas é um caso (a água estando situada dentro das partículas). Outro caso é a suspensão de uma partícula em um fluxo de ar.

Uma vez que o produto é colocado em contato com ar quente, ocorre uma transferência do calor do ar ao produto sob o efeito da diferença de temperatura existente entre eles. Simultaneamente, a diferença de pressão parcial de vapor d'água existente entre o ar e a superfície do produto determina uma transferência de matéria (massa) para o ar. Esta última se faz na forma de vapor de água.

Uma parte do calor que chega ao produto é utilizada para vaporizar a água.

A evolução destas transferências simultâneas de calor e de massa no decorrer da operação de secagem pode ser representada esquematicamente em três períodos que se descreve a seguir.

Na Figura 3 são mostradas as curvas de evolução do teor de água do produto (X), de sua temperatura (T) e da velocidade de secagem (dX/dt), também chamada de taxa de secagem, ao longo do tempo, para um experimento utilizando ar com propriedades constantes.

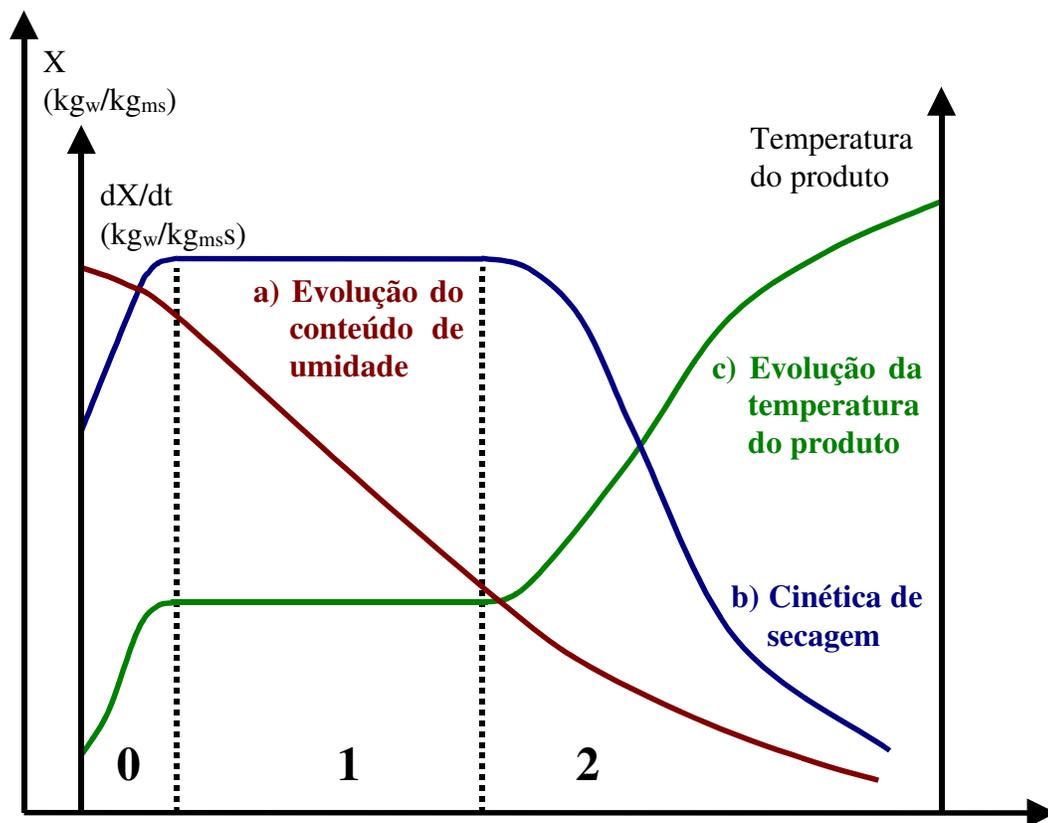


Figura 3 - Curva de secagem exemplo.

A curva (a) representa a diminuição do teor de água do produto durante a secagem (conteúdo de umidade do produto, X em base seca, em relação à evolução do tempo de secagem (t)). Em outras palavras, é a curva obtida pesando o produto durante a secagem numa determinada condição de secagem.

A curva (b) representa a velocidade (taxa) de secagem do produto (variação do conteúdo de umidade do produto por tempo, dX/dt em relação à evolução do tempo (t), isto é, é a curva obtida diferenciando-se a curva (a).

A curva (c) representa a variação da temperatura do produto durante a secagem (variação da temperatura do produto (T) em relação à evolução do tempo (t), isto é, a curva obtida medindo a temperatura do produto durante a secagem.

Descrevendo os três períodos temos:

Período 0:

O período de indução ou o período de se entrar em regime operacional. No começo, o produto é geralmente mais frio do que ar, e a pressão parcial de vapor da água na superfície do produto (p) é débil, e por conseqüência, a transferência de massa e a velocidade de secagem também são débeis. O calor chegando em excesso acarreta uma elevação da temperatura do produto, ocorrendo um aumento de pressão e da velocidade de secagem. Este fenômeno continua até que a Transferência de Calor compense exatamente a Transferência de Massa. Se a temperatura do ar for inferior àquela do produto esta última diminuirá até atingir o mesmo estado de equilíbrio. A duração deste período é insignificante em relação ao período total de secagem.

Período 1:

O período de velocidade (taxa) constante de secagem. Durante este período, como no anterior, a quantidade de água disponível dentro do produto é bem grande. A água evapora-se como água livre. A pressão de vapor de água na superfície é constante e é igual à pressão de vapor de água pura à temperatura do produto. A temperatura do produto, por sua vez, é também constante e é igual à temperatura de bulbo úmido, característica do fato de que as transferências de calor e de massa se compensam exatamente (lembre da psicrometria). A velocidade de secagem é, por conseguinte, constante.

Este período continua, enquanto a migração de água do interior até a superfície do produto for suficiente para acompanhar a perda por evaporação de água na superfície.

É bom ressaltar que para os materiais biológicos é difícil a existência deste período, pois as condições operacionais de secagem são tais que as resistências de transferências de massa encontram-se essencialmente no interior do produto, fazendo com que a taxa de evaporação da superfície ao ambiente seja bem superior à taxa de reposição de umidade do interior à superfície do material.

Período 2:

O período de velocidade (taxa) decrescente de secagem. Desde o momento em que a água começa a ser deficiente na superfície, a velocidade de secagem diminui.

Apesar de alguns autores definirem o valor de teor de água do produto no ponto de transição entre os períodos 1 e 2 como sendo o teor de água crítico (X_c), é conveniente denominá-lo ponto de inflexão (transição) de taxa constante à taxa decrescente de secagem pois este ponto, longe de ser uma propriedade física do material, é um ponto que depende inclusive das condições operacionais de secagem. Durante este período, a troca de calor não é mais compensada e conseqüentemente a temperatura do produto aumenta e tende assintoticamente à temperatura do ar. Durante todo este período, o fator limitante é a migração interna de água. Esta redução da taxa (ou velocidade) de secagem é às vezes interpretada como uma diminuição da superfície molhada no período 2, mas a interpretação mais frequente é pelo abaixamento da pressão parcial de vapor de água na superfície. No final deste período o produto estará em equilíbrio com o ar ($X = X_c$) e a velocidade de secagem é nula.

Van Brakel (1980) resumiu e classificou em doze categorias, um grande número de curvas experimentais de taxa de secagem, publicadas na literatura. Este trabalho reproduzido na Figura 4, ilustra a diversidade das formas das curvas de secagem em relação aos casos típicos.

Para as categorias de I a VII e XII, que referem-se sobretudo a produtos não biológicos, pode-se observar geralmente um período 1 bem marcado. Porém é bem raro que a velocidade de secagem seja rigorosamente constante. Van Brakel (1980) indica os fenômenos de superfície que acarretam uma ligeira diminuição de velocidade (ou taxa) de secagem durante este período.

As categorias VIII a XI, referem-se à secagem de produtos biológicos, e só o período de secagem a taxa decrescente está presente.

A transição do período 1 ao período 2 é frequentemente pouco nítida e a determinação do teor de água neste ponto é delicada. Por outro lado, o teor de água do ponto de inflexão varia de acordo com a natureza do material, sua espessura e a velocidade de secagem inicial (que depende das condições de secagem).

Conforme pode ser notado para a interpretação da cinética de secagem (Figura 3), deve-se utilizar a curva (b) em vez da curva (a).

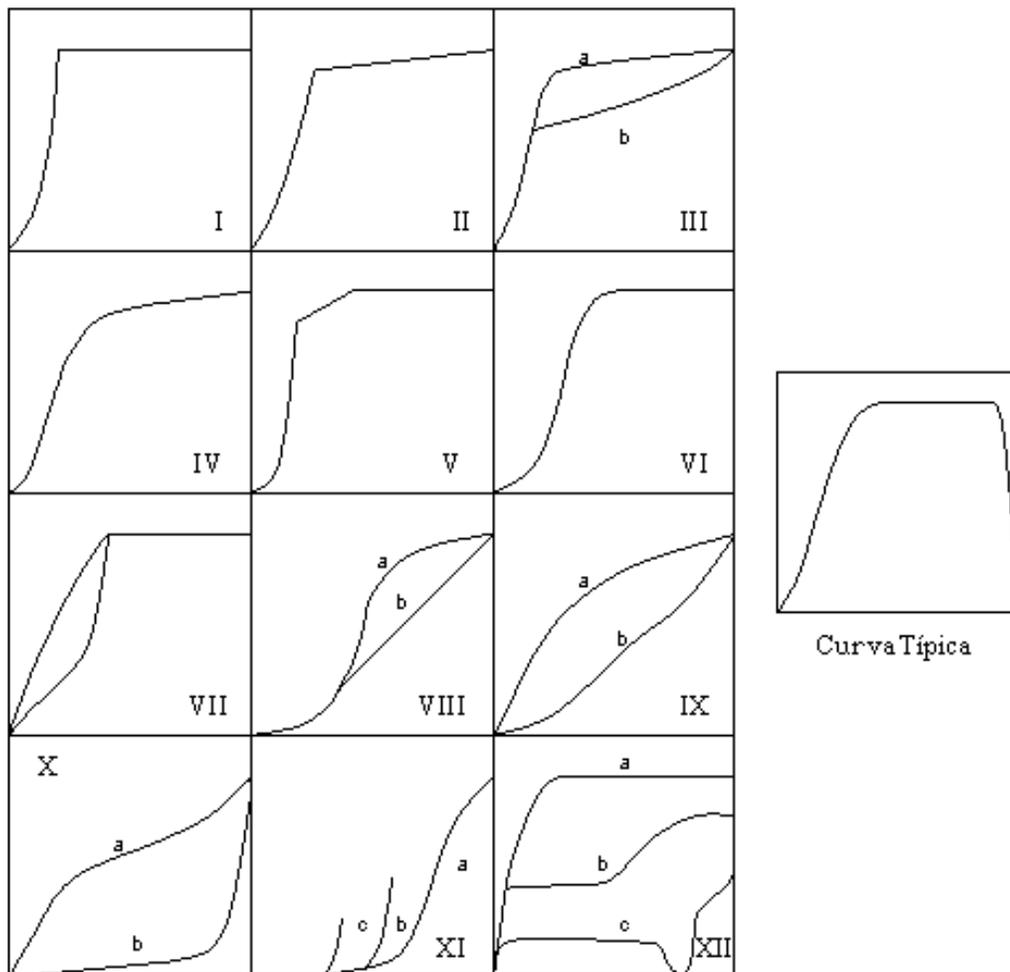


Figura 4 - Curvas de secagem adimensionalizadas. VAN BRACKEL (1980)

- I. e II.** Leito de bolas de vidro ; de areia ; de argila ; de areia com argila ; de calcário ; de silicagel
- III.** Evaporação de um líquido orgânico a partir de um leito de bolas de vidro a) benzeno ; b) n-pentanol.
- IV.** Leito de bolas de poliestireno
- V.** Areia ; argila com plástico ; cerâmica ; lactose
- VI.** Particulados (casos especiais de I)
- VII.** caso (I) com diferentes curvaturas no período decrescente, exemplo: silicato de alumínio para diferentes temperaturas ou areia e papel para diferentes espessuras.
- VIII.** Madeira
- IX.** a) papel, lã, estearato de alumínio ; b) batata, tapioca, farinha
- X.** a) pão de centeio, fermento (leveduras) ; b) manteiga, margarinas
- XI.** a) grãos de trigo ; b) e c) continuação da secagem depois de uma interrupção
- XII.** a) calcário impregnado de água ; b) de água e sal ; c) tijolo de argila

CÁLCULO DE CINÉTICA DE SECAGEM

O objetivo da análise da secagem é sempre relacionado à predição de tempo de secagem.

As taxas de secagem devem ser relacionadas para um determinado produto e para uma determinada operação (processo e equipamento).

Os estudos da transferência de calor e massa, além do estabelecimento de possíveis mecanismos de migração interna de umidade possibilitarão o estabelecimento da taxa de secagem.

Com o conhecimento das limitações dos processos para um determinado produto podemos avaliar, projetar e/ou otimizar o processo de secagem, permitindo a avaliação do tempo decorrido durante o processo.

A predição do tempo de secagem é o dado fundamental para o dimensionamento e a otimização de uma planta industrial de secagem.

Os dados experimentais são insubstituíveis. Em outras palavras, quando se quer estudar a secagem de materiais biológicos, recomenda-se o levantamento experimental da secagem - CURVA (a) - e estabelecimento da CURVA (b).

Os modelos de cálculo da taxa de secagem diferem quando se trata de período de velocidade constante ou decrescente.

No primeiro período, as transferências de calor e massa são analisadas na superfície do material e ar de secagem, enquanto que no segundo período as análises são baseadas nas transferências internas que governam a secagem.

PERÍODO DE TAXA CONSTANTE

Os métodos de cálculo da taxa de secagem são aplicados de modo diferente dependendo do período: o período à taxa constante de secagem ou o período à taxa decrescente de secagem. De fato, no primeiro caso são as transferências de calor e de massa na interface ar-produto que governam a secagem e fixam a velocidade de mesma, enquanto que no segundo caso são as transferências internas que são limitantes.

Para o período 1, apresentamos a seguir, o método de cálculo da velocidade de secagem geralmente admitido. Seu interesse é permitir a determinação da velocidade de secagem ótima para as condições dadas.

Ela poderia ser aplicada também ao período 2 (dois), se fosse possível prever de maneira simples a atividade de água e a temperatura na superfície do produto.

As equações definindo as transferências de calor e de massa na interface ar-produto são estabelecidas fazendo referência a uma noção de condutância de superfície interpretada por um fenômeno de camada limite: se forma uma fina camada de ar em escoamento laminar ao redor da partícula e há um equilíbrio de temperatura e umidade entre o ar e a superfície desta partícula. As relações mais simples que dão uma boa concordância com a experiência são as equações de transferência de calor e de massa.

Considerando que durante este período, o calor fornecido é igual ao calor necessário para evaporar a água, pode-se calcular o fluxo de massa N e obter a taxa de secagem dividindo o fluxo de calor pelo calor latente de vaporização.

As equações existentes para a avaliação de coeficientes convectivos de calor e de massa são empíricas, isto é, são avaliados através de dados experimentais. No entanto, a correlação de transferência de calor é geralmente utilizada, uma vez que a determinação deste coeficiente é mais precisa e mais fácil que a determinação do coeficiente de transferência de massa.

Os trabalhos relacionados à engenharia química tratam longamente desta determinação. Para as transferências em convecção forçada, o coeficiente é obtido a partir de uma relação adimensional de semelhança tendo geralmente a forma adimensional do tipo:

$$Nu = a \cdot Pr^b \cdot Re^c \quad (1)$$

As constantes (a,b,c) adquirem diferentes valores em função da geometria do produto, do modo como se faz o contato ar-produto (pilha, partícula isolada, etc.), da velocidade do ar e de suas propriedades físicas. Porém, é preciso utilizar estas relações com prudência, pelo menos por duas razões:

- O coeficiente é avaliado globalmente, já que o escoamento do ar não é homogêneo sobre a superfície do produto;
- As transferências de calor são influenciadas pela evaporação da água na superfície do produto.

PERÍODO DE TAXA DECRESCENTE

O período 2 é quase sempre o único observado para a secagem de produtos agrícolas e alimentícios. A complexidade dos fenômenos que ocorrem durante a secagem conduz os pesquisadores a proporem numerosas teorias e múltiplas fórmulas empíricas para prever a taxa de secagem.

Conforme Park (1987), as teorias para explicar o comportamento de secagem no período decrescente podem ser resumidas como sendo derivadas de duas teorias: a teoria difusional e a teoria capilar.

CONSIDERAÇÕES TEÓRICAS E TRATAMENTOS MATEMÁTICOS

A seguir apresentam-se as equações de transferências de calor (TC) e de massa (TM) que governam o fenômeno de secagem (BIRD, STEWART e LIGHTFOOT, 1960, NONHEBEL e MOSS, 1971 e WELTY, WICKS e WILSON, 1984) e suas considerações. Em seguida apresentam-se outras teorias de transferência de massa aplicadas à secagem.

EQUAÇÕES DIFERENCIAIS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR

Equação diferencial geral

$$\frac{\partial(\rho\varphi)}{\partial t} + \nabla(\rho \bar{v} \varphi) = \nabla \bar{q}_\varphi + \sigma_{v\varphi} \quad (2)$$

Sendo: ρ = densidade

t = tempo

v = velocidade

∇ = divergente (multiplicada a um vetor) ou gradiente (multiplicada a um escalar)

$\sigma_{v\varphi}$ = geração de calor associada à dissipação viscosa, efeito Joule, etc.

Definindo: $\varphi = cT$ e $\bar{q}_\varphi = -k\nabla T$ (1ª Lei de Fourier)

Sendo: c = calor específico

T = temperatura

k = condutividade térmica

A equação (2) fica:

$$\frac{\partial(\rho c T)}{\partial t} + \nabla(\rho \vec{v} c T) = \nabla(k \nabla T) + \sigma_{v\varphi} \quad (3)$$

Expandindo os termos, temos:

$$\rho \frac{\partial(c T)}{\partial t} + \rho \vec{v} \nabla(c T) + c T \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla(\rho \vec{v}) \right) = \nabla(k \nabla T) + \sigma_{v\varphi} \quad (4)$$

A equação da continuidade:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla(\rho \vec{v}) = 0 \quad (5)$$

Formas especiais

Para o caso de calor específico c e condutividade térmica k constantes:

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} + \rho c \vec{v} \nabla T = k \nabla^2 T + \sigma_{v\varphi} \quad (6)$$

Definindo:

$$\alpha = \frac{k}{\rho c}$$

$$\gamma = \frac{\sigma_{v\varphi}}{\rho c}$$

Onde: α - difusividade térmica

γ - geração de calor

A equação (6) fica:

$$\frac{\partial T}{\partial t} + \vec{v} \nabla T = \alpha \nabla^2 T + \gamma \quad (7)$$

Para um sólido, sem a geração interna fica:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \nabla^2 T \quad (8)$$

✓ **As equações nos sistemas de coordenadas ortogonais temos:**

(a) Nas coordenadas retangulares:

$$\frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \quad (8.a)$$

(b) Nas coordenadas cilíndricas:

$$\frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \phi^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \quad (8.b)$$

(c) Nas coordenadas esféricas:

$$\frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\sin \theta \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial^2 T}{\partial \phi^2} \quad (8.c)$$

A resolução da equação (8) necessita de 3 condições (1 inicial e 2 de contornos).

EQUAÇÕES DIFERENCIAIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Do ponto de vista da Transferência de Massa, o mecanismo de difusão é muito utilizado para o estudo da secagem.

Equação diferencial geral

Em termo de massa, componentes A e B, temos:

$$\nabla \cdot \vec{n}_A + \frac{\partial \rho_A}{\partial t} - r_A = 0, \text{ para o componente A} \quad (9)$$

$$\nabla \cdot \vec{n}_B + \frac{\partial \rho_B}{\partial t} - r_B = 0, \text{ para o componente B} \quad (10)$$

Em termos molares, para o componente A, temos:

$$\nabla \cdot \vec{N}_A + \frac{\partial c_A}{\partial t} - R_A = 0 \quad (9.a)$$

Sendo: (\vec{n}_A) ou (\vec{n}_B) = fluxo mássico

\vec{N}_A = fluxo molar do componente A

ρ = densidade mássica

c_A = concentração (densidade) molar do componente A

t = tempo

∇ = divergente (vetor) ou gradiente (escalar)

r_A ou r_B = geração

Somando (9) e (10), temos:

$$\nabla \cdot (\vec{n}_A + \vec{n}_B) + \frac{\partial(\rho_A + \rho_B)}{\partial t} - (r_A + r_B) = 0 \quad (11)$$

Para uma mistura binária, A e B, temos:

$$\vec{n}_A + \vec{n}_B = \rho_A \vec{v}_A + \rho_B \vec{v}_B = \rho \cdot \vec{v}$$

$$\rho_A + \rho_B = \rho$$

$$r_A = -r_B \quad (\text{lei da conservação da massa})$$

Sendo: v = velocidade,

Substituindo estas relações na equação (11) temos:

$$\nabla \cdot \rho \vec{v} + \frac{\partial \rho}{\partial t} = 0 \quad (5)$$

$$\text{Ou seja;} \quad \rho \nabla \cdot \vec{v} + \vec{v} \cdot \nabla \rho + \frac{\partial \rho}{\partial t} = 0$$

Como a derivada substantiva é:

$$\frac{Ds}{Dt} = \frac{\partial s}{\partial t} + \vec{v} \cdot \nabla s \quad \text{ou,} \quad \frac{Ds}{Dt} = \frac{\partial s}{\partial t} + v_x \frac{\partial s}{\partial x} + v_y \frac{\partial s}{\partial y} + v_z \frac{\partial s}{\partial z} \quad (12)$$

Temos:

$$\frac{D\rho}{Dt} + \rho \nabla \cdot \vec{v} = 0 \quad (15)$$

Analogamente, para o componente A, com $\rho = \text{constante}$, temos:

$$\frac{\rho Dw_A}{Dt} + \nabla \cdot \vec{j}_A - r_A = 0 \quad (15.b)$$

Sendo: w_A = fração mássica do componente A

FORMAS ESPECIAIS

Já vimos a equação de Fick para a coordenada fixa:

$$\vec{n}_A = -\rho D_{AB} \nabla w_A + w_A (\vec{n}_A + \vec{n}_B), \text{ ou, } \vec{n}_A = -\rho D_{AB} \nabla w_A + \rho_A \vec{v} \quad (16)$$

Sendo: D_{AB} = difusividade do componente A em B

Substituindo (16) na (9), temos:

$$-\nabla \cdot \rho D_{AB} \nabla w_A + \nabla \cdot \rho_A \vec{v} + \frac{\partial \rho_A}{\partial t} - r_A = 0 \quad (17)$$

Ou em termos molares:

$$-\nabla \cdot c D_{AB} \nabla y_A + \nabla \cdot c_A \vec{v} + \frac{\partial c_A}{\partial t} - R_A = 0 \quad (17.a)$$

✓ **Simplificações:**

(a) ρ e D_{AB} são constantes; a equação (17) fica:

$$-D_{AB} \nabla^2 \rho_A + \rho_A \nabla \cdot \vec{v} + \vec{v} \cdot \nabla \rho_A + \frac{\partial \rho_A}{\partial t} - r_A = 0 \quad (18)$$

Ou, dividindo pelo peso molecular, e rearranjando temos:

$$c_A \nabla \cdot \vec{v} + \vec{v} \cdot \nabla c_A + \frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB} \nabla^2 c_A + R_A \quad (19)$$

Sendo: c_A = concentração (densidade) molar do componente A

(b) E ainda, para um fluido incompressível, da equação de continuidade (equação 5) para $\rho =$ constante, temos, $\nabla \cdot \vec{v} = 0$. Assim, a nossa equação (18 e 19) fica (para ρ e D_{AB} constantes):

$$\vec{v} \cdot \nabla \rho_A + \frac{\partial \rho_A}{\partial t} = D_{AB} \nabla^2 \rho_A + r_A \quad (20.a)$$

$$\vec{v} \cdot \nabla c_A + \frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB} \nabla^2 c_A + R_A \quad (20;b)$$

Sem a geração ($R_A = 0$), a equação (20) fica:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} + \vec{v} \cdot \nabla c_A = D_{AB} \nabla^2 c_A \quad (21.a)$$

ou seja,

$$\frac{Dc_A}{Dt} = D_{AB} \nabla^2 c_A \quad (21.b)$$

É análoga a equação de transferência de calor: $\frac{DT}{Dt} = \alpha \nabla^2 T$

(c) Sem o fluxo ($\vec{v} = 0$), sem a geração ($R_A = 0$) e (ρ e D_{AB} constantes), temos:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB} \nabla^2 c_A, \text{ é a equação de Fick.} \quad (IV.22)$$

(d) Da equação (20), para o estado estacionário ($\frac{\partial c_A}{\partial t} = 0$), sem a geração ($R_A = 0$), ρ e D_{AB}

constantes e sem o fluxo ($\vec{v} = 0$), temos:

$$\nabla^2 c_A = 0, \text{ é a equação de Laplace.} \quad (23)$$

✓ **As equações, em termos molares, nos sistemas de coordenadas ortogonais temos:**

(a) Nas coordenadas retangulares:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} + \left(\frac{\partial N_{A,x}}{\partial x} + \frac{\partial N_{A,y}}{\partial y} + \frac{\partial N_{A,z}}{\partial z} \right) = R_A$$

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right)$$

(b) Nas coordenadas cilíndricas:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} + \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r N_{A,r}) + \frac{1}{r} \frac{\partial N_{A,\theta}}{\partial \theta} + \frac{\partial N_{A,z}}{\partial z} \right] = R_A$$

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial c_A}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 c_A}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right)$$

(a) Nas coordenadas esféricas:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} + \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 N_{A,r}) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (N_{A,\theta} \sin \theta) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial N_{A,\phi}}{\partial \phi} \right] = R_A$$

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB} \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial c_A}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\sin \theta \frac{\partial c_A}{\partial \theta} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial^2 c_A}{\partial \phi^2} \right]$$

DIFUSÃO ATRAVÉS DO GÁS ESTAGNANTE

Estado estacionário (permanente)

Para a difusão em regime permanente, unidirecional (direção z) e sem a geração do componente A, a equação (9.a) fica:

$$\frac{d}{dz} (N_{A,z}) = 0 \text{ (para o componente B, temos: } \frac{d}{dz} (N_{B,z}) = 0) \quad (24)$$

A equação que descreve o fluxo é a equação (16) em termos molares:

$$N_{A,z} = -c D_{AB} \frac{dy_A}{dz} + y_A (N_{A,z} + N_{B,z}) \quad (25)$$

Para o sistema ar-vapor de água (secagem), em que vapor de água (A) difunde no ar que é o gás estagnante B. Portanto $N_{B,z} = 0$. A equação (25) se reduz a:

$$N_{A,z} = - \left(\frac{cD_{AB}}{1-y_A} \frac{dy_A}{dz} \right) \quad (26)$$

A equação (26) pode ser integrada nas seguintes condições de contorno, com a consideração da difusividade constante ao longo do passo difusional (δ):

(a) $y = y_S$ a $z = 0$ (interface da superfície úmida e o ar estagnante)

(b) $y = y_G$ a $z = \delta$ (correspondente a gás (ar))

$$N_{A,z} \int_0^\delta dz = cD_{AB} \int_{y_S}^{y_G} - \frac{dy_A}{1-y_A} \quad (27)$$

Integrando a equação temos:

$$N_{A,z} = \frac{cD_{AB}}{\delta} \ln \frac{(1-y_G)}{(1-y_S)} = \frac{cD_{AB}}{\delta} \frac{(y_S - y_G)}{y_{G,ml}} \quad (28)$$

A equação (28) para um gás ideal, em termos de pressões:

$$N_{A,z} = \frac{D_{AB}P}{RT(\delta)} \frac{(p_S - p_G)}{p_{G,ml}} \quad \text{com: } c = \frac{n}{V} = \frac{P}{RT} \text{ e } y_A = \frac{p_A}{P} \quad (29)$$

A taxa de secagem por área unitária é:

$$\frac{dX}{dt} \frac{1}{A} = N_A PM_A = K_p (p_S - p_G) \quad (30)$$

Portanto,

$$K_p = \frac{PM_A D_{AB} P}{RT \delta (p_{G,ml})} \quad [\text{g/sm}^2\text{bar}] \quad (31)$$

Onde: X = conteúdo de umidade [gH₂O/gMassaSeca]

A = área exposta para a secagem [m²]

N_A = fluxo molar [gmol/sm²]

D_{AB} = difusividade [m²/s]

PM_A = peso molecular da água [g/gmol]

R = 8,3144 [J/(gmol)K, ou, m³bar/(gmol)K]

T = temperatura absoluta [K]

δ = passo difusional [m]

P = pressão Total [bar]

p = pressão parcial [bar]

p_{ml} = média logaritmica das pressões parciais [bar]

Estado pseudo permanente

Para a difusão do componente A através do gás estagnante B, unidirecional (direção z) e sem a geração, onde o abaixamento do nível do componente A (superfície líquida) pode ser especificada, a equação (28) pode ser corrigida em função deste aumento do passo difusional (δ) pela profundidade relativa a partir da superfície (ξ), isto é, ($\delta+\xi$):

O fluxo molar pode ser expressa como sendo:

$$N_{A,z} = \frac{\rho_{A,L}}{PM_A} \frac{dz}{dt} \quad (32)$$

Sendo: $\rho_{A,L}$ = Densidade da água

z = passo difusional, varia de δ a $\delta+\xi$

Igualando com a equação (28) temos:

$$\frac{\rho_{A,L}}{PM_A} \frac{dz}{dt} = \frac{cD_{AB}}{z} \frac{(y_S - y_G)}{y_{G,ml}} \quad (33)$$

Integrando a equação (33) temos:

$$t = \frac{\rho_{A,L} y_{G,ml}}{cD_{AB} PM_A (y_S - y_G)} \left(\frac{(\delta + \xi)^2 - \delta^2}{2} \right) \quad (34)$$

TRANSFERÊNCIA POR CONVECÇÃO

Transferência de calor e massa em equilíbrio

Na secagem, onde o calor sensível é fornecido pelo ar de secagem e o líquido evaporado é removido como vapor na corrente do ar, pode-se estabelecer um equilíbrio dinâmico entre a taxa do fornecimento do calor e a taxa da remoção do líquido, independente do período de taxa constante ou taxa decrescente. A equação para representar este equilíbrio seria:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{h_c A (T_G - T_S)}{\lambda} = K_p A (p_S - p_G) \quad (35)$$

Onde: X = conteúdo de umidade

[gH₂O/g massa Seca]

| | |
|---|-------------------------|
| h_c = coeficiente convectivo de T.C. | [W/m ² °C] |
| A = superfície exposta à secagem | [m ²] |
| A = onde ocorre a T.C. e T. M. | [m ²] |
| T = temperatura (G do ar e S da superfície) | [°C] |
| λ = calor latente de vaporização | [kJ/kg] |
| K_p = coeficiente convectivo em termos de pressão | [g/sm ² bar] |
| p = pressão (G do ar e S da superfície) | [bar] |

A umidade absoluta (H) do ar pode ser relacionada à pressão, psicrometria, através da relação:

$$H = \frac{PM_A}{PM_G} \frac{p}{P_b - p} \quad (36)$$

O potencial da secagem relacionado à diferença de umidade é:

$$H_S - H_G = \frac{PM_A}{PM_G} \left[\left(\frac{p_S}{P_b - p_S} \right) - \left(\frac{p_G}{P_b - p_G} \right) \right] \quad (37)$$

As pressões parciais são pequenas comparadas à pressão total (no caso, pressão barométrica), as diferenças das pressões ($P-p$) podem ser aproximadas à média logarítmica de ($P-p$), ou seja, ao aplicarmos a aproximação da média aritmética com a média logarítmica, podemos escrever a equação (37) como:

$$(P-p)_{ml} = \frac{(P-p_G) - (P-p_S)}{\ln\left(\frac{P-p_G}{P-p_S}\right)} \cong (P-p_S) \cong (P-p_G) \quad (38)$$

$$H_S - H_G = \frac{PM_A}{PM_G} \left[\left(\frac{p_S}{(P-p)_{ml}} \right) - \left(\frac{p_G}{(P-p)_{ml}} \right) \right] \text{ ou } H_S - H_G = \frac{PM_A}{PM_G} \left(\frac{p_S - p_G}{(P-p)_{ml}} \right)$$

Portanto, a equação (35) fica:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{h_c A (T_G - T_S)}{\lambda} = K_p A (p_S - p_G) = K_p A \frac{PM_G}{PM_A} (P-p)_{ml} (H_S - H_G) = K_H A (H_S - H_G) \quad (39)$$

A equação (38) é a equação de T.C. e T.M. em equilíbrio expressa em termos de potencial de transferência em temperatura, pressão e umidade.

O K_H é mais disponível do que o K_p . Para altas pressões de p_s , o coeficiente deve ser corrigido.

Utilizando a equação (31); $K_p = \frac{PM_A D_{AB} P}{RT\delta(p_{G,ml})}$, temos:

$$K_H = K_p \frac{PM_G}{PM_A} (P - p)_{ml} = \frac{PM_G D_{AB} P}{RT\delta}$$

Da equação (35), o K_p^* (corrigido) seria:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{h_c A (T_G - T_S)}{\lambda} = K_p A (p_S - p_G) = K_p^* A \left(\frac{(p_S - p_G)}{(P - p)_{ml}} \right) = K_p^* A (p_S - p_G)_{corr} \quad (40)$$

Sendo:

$$K_p^* = K_p (P - p)_{ml} = \frac{PM_A D_{AB} P}{RT\delta}$$

$$(p_S - p_G)_{corr} = \frac{(p_S - p_G)}{(P - p)_{ml}} = \frac{(p_S - p_G) \ln(P - p_G) / (P - p_S)}{(P - p_G) - (P - p_S)} = \ln \frac{(P - p_G)}{(P - p_S)} \quad (41)$$

RAZÃO DOS POTENCIAIS (FORÇAS) DE SECAGEM

Assim, os coeficientes de secagem, a qualquer instante, podem ser derivados em termos das forças (potenciais) de secagem através da equação (39)

$$K_p = \frac{h_c (T_G - T_S)}{\lambda (p_S - p_G)} \quad (42)$$

$$K_H = \frac{h_c (T_G - T_S)}{\lambda (H_S - H_G)} \quad (43)$$

CONSIDERAÇÕES PSICROMÉTRICAS

As equações de temperatura de bulbo úmido

Na temperatura de equilíbrio de evaporação do líquido com o fornecimento da energia pela grande quantidade do gás, a transferência de massa evaporada corresponde exatamente ao calor fornecido pelo gás. Assim, podemos representar este equilíbrio como:

$$h_c(T_G - T_{BU}) = K_H \lambda (H_{S,BU} - H_G) \quad (44)$$

Sendo: λ = calor latente a T_{BU}

Rearranjando a equação (44) temos:

$$\frac{(H_{S,BU} - H_G)}{(T_{BU} - T_G)} = \frac{-h_c}{K_H \lambda} \quad (45)$$

O segundo membro desta equação é denominado de inclinação da linha de bulbo úmido.

Não é exatamente uma linha reta, pois o calor latente é uma função da temperatura

Temperatura de saturação adiabática

Na temperatura de equilíbrio de saturação do gás sob a condição adiabática, a temperatura do líquido deve estar perto ou na temperatura da saturação adiabática. Como é o processo adiabático, não existe ganho ou perda de energia. Fazendo o balanço de energia temos:

$$\{(\text{calor sensível do ar úmido})+(\text{calor latente do vapor})\}_{\text{inicial}}=\{(\text{calor latente do vapor})\}_{\text{final}}$$

$$(T_G - T_{S,AD})(c_G + c_v H_G) + \lambda H_G = \lambda H_{S,AD} \quad (46)$$

$$\frac{H_{S,AD} - H_G}{(T_{S,AD} - T_G)} = \frac{(c_G + c_v H_G)}{\lambda} = \frac{c_{UM}}{\lambda}, \text{ onde } c_{UM} \text{ é o calor específico úmido.} \quad (47)$$

O segundo membro desta equação é denominado de inclinação da linha de saturação adiabática.

Não é exatamente uma linha reta, pois o calor latente e calor úmido são funções da temperatura

A condição para que a temperatura de bulbo úmido e a temperatura de saturação adiabática sejam idênticas, temos através das equações (45) e (47):

$$\frac{h_c}{K_H} = c_{UM} = (c_G + c_v H_G) \quad (48)$$

Esta identidade é peculiar no sistema ar-vapor de água e não tem significado físico.

PERÍODO DE TAXA CONSTANTE DE SECAGEM OU SECAGEM À TEMPERATURA DE BULBO ÚMIDO

Neste período, a presença do sólido não afeta a secagem. No entanto, o sólido afeta as propriedades da superfície líquida, e por consequência, a evaporação é diferente do líquido puro (NONHEBEL e MOSS, 1971, afirmam que não ultrapassa 20% - Engenharia Química).

A taxa da evaporação é determinada pela taxa de difusão do vapor através do filme do gás à superfície de secagem, conforme especificado no capítulo de psicrometria.

Neste caso, a equação (39) pode ser simplesmente integrada desde o conteúdo de umidade inicial até o conteúdo correspondente a ponto de transição.

Integrando:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{h_c A (T_G - T_S)}{\lambda} = K_p A (p_S - p_G) = K_p A \frac{PM_G}{PM_A} (P - p)_{ml} (H_S - H_G) = K_H A (H_S - H_G)$$

Temos:

$$R_c = \frac{(X_0 - X_{TR})M_S}{A\Theta_c} = \frac{h_c (T_G - T_{BU})}{\lambda} = K_p (p_{BU} - p_G) = K_H (H_{S,BU} - H_G) \quad (49)$$

A velocidade do ar secante é um outro fator que influi na secagem, afetando h_c , K_p e K_H .

A velocidade do ar secante não é suficientemente grande ($v > 3\text{m/s}$) para assegurar o equilíbrio a T_{BU} na superfície, mas nos problemas práticos de secagem pode-se assumir que a superfície atingiu T_{BU} no período de secagem a taxa constante efetuada pela convecção pura.

PERÍODO DE TAXA DECRESCENTE DE SECAGEM

Neste período, a secagem é controlada pela migração interna do sólido à superfície na qual ocorre a evaporação. A transferência de calor da superfície ao material não é mais compensada pela evaporação decrescente e assim a temperatura superficial cresce (T_S tende a T_G) até atingir a temperatura do ar secante. O potencial de temperatura ($T_G - T_S$) diminui conforme procede à secagem. É assumido que o coeficiente da transferência de calor neste

período permanece constante. Assim, a taxa reduzida da transferência de calor pode ser quantificada em termos do aumento da temperatura da superfície do sólido. Integrando parte da transferência de calor da equação (40), temos:

$$R_d = \frac{(X_{TR} - X_d)M_S}{A\Theta_d} = \frac{h_c}{\lambda} \int_0^{T_G - T_{BU}} d(T_G - T_S) \quad (50)$$

Neste período, a resistência global à transferência de massa cresce na medida em que decresce o conteúdo de umidade. Isto é, o coeficiente global de secagem decresce com o avanço da secagem.

Com o aumento da temperatura superficial (T_S), cresce p_S e a pressão parcial do vapor no gás (p_G) diminui com o decréscimo da taxa de secagem. Assim, o potencial de secagem, ($p_S - p_G$), aumenta. Mas este aumento é menor que o decréscimo do coeficiente de transferência, pois o efeito global que é a taxa de secagem decresce. Estas mesmas considerações são aplicáveis ao potencial em termos de umidade ($H_S - H_G$).

$$R_d = \frac{(X_{TR} - X_d)M_S}{A\Theta_d} = \int_0^{(K_p)_c} dK_p \int_0^{(p_{BU} - p_G)} d(p_S - p_G) = \int_0^{(K_H)_c} dK_H \int_0^{(H_{S,BU} - H_G)} d(H_S - H_G) \quad (51)$$

Onde $(K_p)_c$ e $(K_H)_c$ são valores na taxa constante, conforme definidos na equação (49).

Combinação das equações (50) e (51) dá uma equação geral para o período decrescente de secagem. A solução destas equações requer o conhecimento das funções para integrá-lo. Estas funções são obtidas pelos dados experimentais.

SECAGEM DAS SOLUÇÕES

Se o sólido é solúvel em líquido que está sendo seco, a pressão do vapor será menor que a do líquido puro e assim reduzirá a taxa de secagem. Este efeito, na taxa constante de secagem, causa um aumento na temperatura da superfície (ou temperatura de bulbo úmido) correspondente à elevação da temperatura de ebulição da solução e reduzindo assim a umidade e pressão parcial da superfície, (NONHEBEL e MOSS, 1971). Assim a equação (49) torna-se:

$$R_c = \frac{h_c (T_G - T_{BU}^*)}{\lambda} = K_p (p_{BU}^* - p_G) = K_H (H_{S,BU}^* - H_G) \quad (52)$$

Onde $T_{BU}^* = T_{BU} + T_e$ é a temperatura de bulbo úmido da solução.

Se considerarmos que a relação das transferências de calor e de massa não desvia muito da solução pura, linha de bulbo úmido, podemos calcular estes valores através da relação psicrométrica.

SIMPLIFICAÇÃO PARA O SISTEMA AR-VAPOR DE ÁGUA

Já vimos que as temperaturas de bulbo úmido e de saturação adiabática são idênticas para o sistema ar/vapor de água a moderadas temperaturas e umidades. Assim no intervalo de 0 a 100°C temos:

$$\text{Calor específico médio do ar seco} = c_G = 1,005 \text{kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Calor específico médio de vapor de água} = c_v = 1,84 \text{kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Taxa de transferência de massa bulbo úmido} = h_c/(K_H)c = 1,09 \text{kJ/kg}^\circ\text{C}$$

Substituindo estes valores nas equações (45), (47) e (48) podemos calcular a região onde a saturação adiabática é substancialmente idêntica a bulbo úmido. Esta identidade no sistema ar/vapor de água não tem significado físico, mas traz inúmeras vantagens pela simplificação que esta coincidência traz. Para o período de taxa constante, a temperatura superficial é igual à temperatura de bulbo úmido e depende somente da condição do ar da entrada.

Os coeficientes e os potenciais podem ser relacionados através das equações (39), (40) e (49). À pressão atmosférica, temos:

$$(K_H)_c = (K_p)_c(PM_G)/(PM_A) = 1,61(K_p)_c \quad (53)$$

$$h_c/(K_H)c = 1,09 \quad (\text{relação já citada acima}) \quad (54)$$

$$\text{Portanto: } (K_H)_c = 1,61(K_p)_c = 0,92(h_c) \quad (55)$$

Substituindo nas equações (42) e (43) temos para relação de potenciais no período de taxa constante:

$$\frac{(T_G - T_{BU})}{(P_{BU} - P_G)} = 0,57\lambda \quad (56)$$

$$\frac{(T_G - T_{BU})}{(H_{S,BU} - H_G)} = 0,92\lambda \quad (57)$$

$$\frac{(P_{BU} - P_G)}{(H_{S,BU} - H_G)} = 1,61\lambda \quad (58)$$

ANÁLISE E CORRELAÇÃO DE DADOS DE SECAGEM CONVECTIVA

Através de dados experimentais, e utilizando a equação (49), o coeficiente de transferência de calor e os coeficientes relacionadas à taxa constante de secagem podem ser obtidos.

O coeficiente de transferência de calor é considerado constante e o cálculo T_S é dado pela equação (40).

A partir desta tem-se o potencial (Δ) em termos de temperatura para cada conteúdo de umidade e então os correspondentes potenciais em termos de pressão e umidade.

Os coeficientes de secagem podem então ser obtidos a partir das equações (42) e (43) e apresentados em função do conteúdo de umidade.

A utilização dos dois coeficientes não é necessária. Normalmente o uso do coeficiente baseado na umidade (K_H) é mais conveniente e não precisa ser corrigido - equação (41) - mas o coeficiente (K_p) pode permitir uma comparação direta com o coeficiente de transferência de massa de outras fontes.

A consideração básica neste método de cálculo é que os coeficientes são independentes das condições ambientais. Isto significa que o conteúdo de umidade na transição e formato do período decrescente não depende das condições de secagem.

Para as secagens nas temperaturas muito acima do ponto de ebulição do líquido, o potencial de secagem em termos de umidade do gás perde o sentido, devendo o mesmo ser tratado como um vapor superaquecido.

CONSIDERAÇÕES ADICIONAIS AO PERÍODO DE TAXA DECRESCENTE

Teoria Difusional

Como vimos no item anterior, a taxa de secagem no período de taxa decrescente foi relacionada às propriedades psicrométricas, isto é, em função do ar de secagem (equações 50 e 51).

Do ponto de vista da matriz sólida, a teoria de difusão que se apóia exclusivamente sobre a lei de Fick - equação (22) - expressa que o fluxo de massa por unidade de área é proporcional

ao gradiente de concentração de água e é muito utilizada. Para a concentração expressa em termos de teor de água, X, temos:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = D_{AB} \nabla^2 X$$

Para a transferência unidirecional, z, em coordenadas retangulares temos:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = D_{AB} \frac{\partial^2 X}{\partial z^2} \quad (59)$$

Esta forma de Fick é simplificada, já que ela despreza a interdifusão, mas esta hipótese é justificada, uma vez que a água migra dentro de uma matriz fixa.

Analogamente a equação de Fourier para a TC, equação 8, apresenta 3 situações físicas que admitem 3 diferentes soluções:

Considere uma espessura δ de penetração que apresenta a mesma magnitude da taxa de variação da transferência, portanto:

$$\left(\frac{\partial X}{\partial z}\right)_{z \rightarrow \delta} \approx 0 \text{ e } \left(\frac{\partial X}{\partial z}\right)_{z=0} \approx \frac{X_0 - X_e}{\delta}$$

E ainda,

$$\frac{\partial^2 X}{\partial z^2} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\partial X}{\partial z}\right) \approx \frac{\left(\frac{\partial X}{\partial z}\right)_{X \rightarrow \delta} - \left(\frac{\partial X}{\partial z}\right)_{X=0}}{\delta - 0} \approx \frac{-(X_0 - X_e)}{\delta^2}$$

$$\frac{\partial X}{\partial t} \approx \frac{X_e - X_0}{t - 0}$$

Portanto:

$$\delta \approx (D_{AB} \cdot t)^{1/2}$$

Assim, definindo em função do tempo de processo em termos do comprimento característico da transferência, L, temos:

1. $t \ll \frac{L^2}{D_{AB}}$; $X=X(z,t)$. Denominado de regime de penetração.

2. $t \sim \frac{L^2}{D_{AB}}$; $X=X(z,t)$. Denominado de regime transiente.

3. $t \gg \frac{L^2}{D_{AB}}$; $X=X(t)$. Denominado de regime estabelecido.

Para a secagem, no período de taxa decrescente, as duas primeiras situações são aplicadas, uma vez que a resistência interna predomina no fenômeno (PARK et al., 1996).

Na primeira situação, a equação 59 é sujeita a condição inicial de $X=X_0$ a $t=0$, e as condições de contornos de $X=X_e$ a $X=0$ e $X=X_0$ a $t \rightarrow \infty$.

Substituindo a variável X por $\eta = \frac{z}{(D_{AB}t)^{1/2}}$, temos:

$$\frac{\partial X}{\partial z} = \frac{dX}{d\eta} \frac{\partial \eta}{\partial z} = \frac{dX}{d\eta} \frac{1}{(D_{AB}t)^{1/2}}$$

$$\frac{\partial^2 X}{\partial z^2} = \frac{d}{d\eta} \left(\frac{\partial X}{\partial z} \right) \frac{\partial \eta}{\partial z} = \frac{d^2 X}{d\eta^2} \frac{1}{D_{AB}t}$$

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \frac{dX}{d\eta} \frac{\partial \eta}{\partial t} = \frac{dX}{d\eta} \left(-\frac{z}{2D_{AB}^{1/2}t^{3/2}} \right)$$

Substituindo na equação 59, obtemos:

$$\frac{d^2 X}{d\eta^2} + \frac{\eta}{2} \frac{dX}{d\eta} = 0$$

Com as condições inicial e de contorno:

$X=X_e$ a $\eta=0$ e $X \rightarrow X_0$ a $\eta \rightarrow \infty$, obtemos a solução analítica:

$$\frac{X - X_e}{X_0 - X_e} = erf \left[\frac{z}{2(D_{AB}t)^{1/2}} \right] \quad (60.a)$$

Na segunda situação, a equação 59, substituindo a variável X por $Y = X(z, t) - X_e$,

temos a equação $\frac{\partial^2 Y}{\partial z^2} = \frac{1}{D_{AB}} \frac{\partial Y}{\partial t}$ sujeita a:

(60.b) - condição inicial de $Y=Y_0$ a $t=0$, e as condições de contornos de $(-D_{AB})(\partial Y/\partial z)=KY$ a $z=L$ (L é a semi-espessura) e $(\partial Y/\partial z)=0$ a $z=0$ (centro).

(60.c) - condição inicial de $Y=Y_0$ a $t=0$, e as condições de contornos de $Y=Y_e$ a $z=L$ e $\partial Y/\partial z=0$ a $z=0$ (centro).

Onde K é o coeficiente convectivo de transferência de massa.

Resolvendo pela separação de variáveis, a solução fica:

$$Y = \frac{X - X_e}{X_0 - X_e} = 2 \sum_{n=1}^{\infty} \left(\frac{\text{sen} \lambda_n L}{\lambda_n L + \text{sen} \lambda_n L \cos \lambda_n L} \right) \exp(-D_{AB} \lambda_n^2 t) \cos \lambda_n z \quad (60.b)$$

sujeita a: $(\lambda_n L) \text{sen}(\lambda_n L) = \text{Bi}[\cos(\lambda_n L)]$, onde, $\text{Bi} = KL/D_{AB}$

$$Y = \frac{X - X_e}{X_0 - X_e} = \frac{4}{\pi} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(-1)^n}{2n+1} \exp\left[\frac{-D_{AB} (2n+1)^2 \pi^2 t}{4L^2} \right] \cos\left[\frac{(2n+1)\pi z}{2L} \right] \quad (60.c)$$

Conforme dito anteriormente, esta forma de FICK é simplificada, já que ela despreza a interdifusão, mas esta hipótese é justificada, já que a água migra dentro de uma matriz fixa (sólido).

Lewis (1921) e depois Sherwood (1929a, 1929b) foram, para a secagem de madeira, da celulose e de argila, os primeiros pesquisadores que fizeram referência explícita a esta lei ao interpretar a secagem por um fenômeno de difusão de água líquida.

Independentemente dos trabalhos sobre secagem, Crank (1975) apresentou um grande número de soluções da equação de difusão para condições iniciais e limites variados. Entretanto, estas soluções se aplicam aos sólidos de formas geométricas simples (corpos semi-infinitos; placas, cilindros e esferas) e quando a difusividade é constante ou varia linearmente ou exponencialmente com a concentração de água. A maior parte deste trabalho se reporta aos fenômenos difusionais isotérmicos.

Esta teoria teve geralmente preferência para interpretar a secagem dos produtos agrícolas e alimentares sem se referir ao movimento líquido de água, ou de nenhum outro fenômeno físico particular. O coeficiente de difusão é um coeficiente que representa a "difusividade efetiva", que engloba os efeitos de todos os fenômenos, podendo intervir sobre a migração da água, e seu valor é sempre obtido pelo ajuste das curvas experimentais.

A solução da equação de difusão utilizada é uma das mais simples e parece ser a principal razão de seu emprego.

Para os estudos de secagem, a determinação do perfil de teor de umidade ao longo do z é muito difícil, portanto trabalha-se com o valor médio, isto é:

$$\bar{X} = \frac{1}{L} \cdot \int_0^L X(z, t) dz \quad (61)$$

$$\bar{Y} = \frac{\bar{X} - X_e}{X_0 - X_e} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \cdot \exp\left(\frac{-D_{AB} (2n+1)^2 \pi^2 t}{4L^2}\right) \quad (62.a)$$

A equação (62) para outras configurações geométricas seria:

Para o cilindro:

$$\bar{Y} = \frac{\bar{X} - X_e}{X_0 - X_e} = \frac{4}{R^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{b_n^2} \cdot \exp(-D_{AB} b_n^2 t) \quad (62.b)$$

Onde: b_n são raízes da equação característica $J_0(b_n R)=0$ e $J_0(br)$ é a função Bessel de primeira espécie de ordem zero.

Para a esfera:

$$\bar{Y} = \frac{\bar{X} - X_e}{X_0 - X_e} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{i=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \cdot \exp\left(\frac{-D_{AB} n^2 \pi^2 t}{R^2}\right) \quad (62.c)$$

onde:

L é o comprimento característico, isto é, a semiespessura de uma placa

R é o raio

A taxa de secagem pode ser calculada diferenciando-se estas equações.

Hipóteses:

1. A difusividade da água é constante: isto está de acordo com a maioria das publicações, que a secagem se faz de maneira isotérmica e que a difusividade da água é independente do teor de água.
2. O produto é homogêneo. Tem uma forma regular simples e simétrica: em geral, os autores fazem relação a uma esfera ou a uma placa; eles calculam a dimensão característica (L, e/ou, R) considerando o mesmo volume para o produto e a forma escolhida.
3. As dimensões do produto permanecem constantes ao longo do tempo, o que é completamente falso para os produtos biológicos, pois os mesmos encolhem durante a secagem. A mais frequente dimensão característica é calculada a partir do volume do produto depois da secagem.

4. O movimento da água resulta de um gradiente do teor de água dentro da partícula, onde é assumido um perfil linear de concentração de umidade do material.
5. A superfície do produto atinge imediatamente o equilíbrio com o ar de secagem: $X = X_e$. O teor de água X_e é o teor de água de equilíbrio do produto com o ar; ele deve então poder se deduzir de uma curva de sorção do produto.
6. O conteúdo médio de umidade do material tende para a umidade de equilíbrio.

Os termos à direita das equações se tornam praticamente iguais ao primeiro termo da série, quando o teor de água reduzido \bar{Y} é inferior a 0,6 (VACCAREZZA, LOMBARDI e CHIRIFE, 1974). Por esta razão, esta equação é frequentemente empregada utilizando somente o primeiro termo da série.

O tempo da secagem é em princípio proporcional a L^2 , mas frequentemente o expoente de L obtido experimentalmente é inferior a 2. King (1968) interpreta esta diferença pelo fato de que a superfície do produto não entrar imediatamente em equilíbrio com o ar. Por outro lado, a curva representando a relação entre o teor de água reduzido e o tempo é raramente uma reta no monolog, como deveria ser para o caso da utilização de um só termo.

Existem alguns trabalhos que apresentam duas partes lineares no período de taxa decrescente.

Devido à discrepância nos resultados apresentados e nos valores de difusividades calculados utilizando esta equação, e considerando o escoamento de água no interior do sólido na forma líquida, Van Arsdel, (1947) e King (1968), tecem as considerações para sugerir a utilização desta equação para escoamento de água na fase vapor.

A Lei da difusão é finalmente aplicada, mais por causa de sua forma matemática do que pelas razões teóricas relativas aos fenômenos físicos.

Diante da impossibilidade de reproduzir os resultados experimentais, Whitaker, Barre e Hamdy (1969) alteraram este modelo introduzindo uma difusividade variável com o teor de umidade. No trabalho com o amendoim, relacionado à secagem de cascas de amendoim, utilizaram dois coeficientes de difusão; o primeiro para a difusão de água líquida e o segundo para difusão de vapor. Um bom ajuste das curvas experimentais de secagem foi obtido considerando separadamente as difusões dentro da casca e dentro do grão, mas estes bons resultados não devem ser atribuídos simplesmente à utilização de quatro coeficientes de ajuste.

Brooker e Bakker-Arkema (1974) apresentaram modelos de secadores de grãos onde a cinética de secagem é avaliada a partir da lei de difusão.

Mazza e LeMaguer (1980) estudaram a desidratação de fatias de cebola e interpretaram os resultados em termos de processos de evaporação, difusão e de sorção. A secagem de fatias de 1,5 mm de espessura foi feita em leito vibro-fluidizado em três temperaturas e três velocidades do ar. Um período de taxa constante de secagem muito curto foi observado em baixa temperatura de secagem e baixa velocidade do ar. O período de secagem constante desapareceu com o aumento da temperatura do ar. Como conseqüência, quase toda a secagem da cebola ocorreu durante o período de taxa decrescente. A migração da água ocorreu durante esse período, através do mecanismo de difusão. Dois períodos distintos de difusão foram observados, e a transição ocorreu em cerca de 0,1kg de água por kg de material seco. O coeficiente de difusão no primeiro período, conteúdo de umidade maior que 0,1kg de água por kg de material seco, foi fortemente dependentes da temperatura de secagem do ar. Como ocorre encolhimento durante a secagem de cebolas os valores das difusividades foram calculados utilizando-se fatias de cebolas frescas e fatias de cebolas secas. A difusividade na primeira fase aumenta com a temperatura. Os valores das difusividades obtidos a 40, 50 e 65^oC foram plotados contra a temperatura absoluta, juntamente com os valores das difusividades obtidas levando-se em conta o encolhimento. A energia de ativação da difusão levando-se em conta o encolhimento foi de 19,8 kJ/mol. Durante o segundo período de secagem, o qual corresponde a baixos conteúdos de umidade, a difusão da água não foi sensível à temperatura externa. Os autores sugeriram que o primeiro estágio da secagem foi controlado pelos processos de transferência de calor e massa na superfície do produto. A segunda fase da secagem foi totalmente controlada pelas resistências internas à transferência de massa.

Kiranoudis, Maroulis e Marinos-Kouris (1992a e 1992b) estudaram a secagem de tiras de cebola com espessuras de 5, 10 e 15 mm. Essas espessuras foram tomadas como dimensões características. As amostras foram branqueadas a 80^oC por 5 minutos. A secagem foi feita em cinco temperaturas e três velocidades diferentes do ar. Uma equação empírica com cinco parâmetros foi utilizada para descrever a taxa constante de secagem:

$$R_c = c.I^d.t^e.x^f.v^g$$

O efeito das dimensões características e temperatura do ar sobre o valor da secagem constante foi muito pronunciado. A umidade e a velocidade do ar não exerceram uma influência definida sobre as curvas de secagem. Os parâmetros que melhor se ajustaram foram $c = 1,6 \cdot 10^{-4}$, $d = -0,77$ e $e = 1,4$. A conclusão a que chegaram é que a difusão da umidade definitivamente constitui a maior parte do resultado da secagem constante. Os autores mostraram que a cinética de secagem de cebola pode ser descrita por diferentes modelos com aproximadamente a mesma precisão. A difusividade da umidade resultante em função do conteúdo de umidade do material permanece constante até que o conteúdo de umidade de 1 kg/kg de material seco seja alcançado. Depois disso a difusividade diminui intensamente. O coeficiente de transferência de calor foi de $6,54 \times 10^{-2} \text{ W/(m}^2\text{K)}$.

Simal et al. (1994) estudaram um modelo de transferência de calor e massa durante a secagem com de ar quente, de cubos de batata. Os experimentos de secagem foram realizados numa faixa de temperatura do ar entre 30°C e 90°C e com cubos de batata entre 8 e 15cm. A equação para a obtenção dos valores da difusividade efetiva em função de $(\alpha + \beta/T)$, foi correlacionada e os parâmetros α e β puderam ser identificados usando dados experimentais de um estudo de secagem realizado em uma temperatura do gás de secagem constante. A equação obtida utilizando ar de secagem a 90°C e batata em cubos de 1cm foi:

$$D_{eff} = \exp \left[-4,054 - \frac{3151,5}{T_s + 273} \right]$$

Bouraoui, Richard e Durance (1994) estudaram a secagem de fatias de batata, utilizando microondas e secagem convectiva. A secagem por microondas tem um potencial para produzir produtos secos de melhor qualidade, enquanto a duração do tempo de secagem diminui consideravelmente (10min *versus* 10hs). As condições de secagem utilizadas foram as seguintes: espessura da fatia de batata variando de 1cm, 1,5cm e 2cm; potência de 10 e 5; temperatura do ar 18°C e 65°C , e taxa de escoamento do ar de $0,032 \text{ m}^3/\text{s}$. Para a determinação da variação da difusividade durante os testes de secagem, o modelo de difusão de Fick para um escoamento unidimensional foi utilizado, e obtiveram $D = T^a X^b$.

Lopez, Virseda e Abril (1995) estudaram a influência do conteúdo de material seco na cebola crua e as condições de secagem sobre o coeficiente de difusão efetiva. As variedades de cebolas utilizadas foram brancas com forma globular e fusiforme. As amostras foram cortadas em pequenos discos de 3 mm de espessura e foram secas em laboratório a ar quente em fluxo

cruzado para diferentes temperaturas (60, 70, 75 e 80^oC) e com velocidades do ar de 0,2, 0,5 e 1 m/s. Os coeficientes de difusividade efetiva foram obtidos considerando o transporte de umidade unidimensional, e o produto com conteúdo de umidade inicial uniforme e movimento interno como a principal resistência à transferência de umidade. Dois períodos de taxa de secagem foram observados: o período de taxa constante de secagem e o período de taxa decrescente de secagem. Os valores do conteúdo de umidade e da transição da taxa constante para o decrescente foram obtidos através de um ajuste linear das curvas de taxa de secagem da abcissa correspondentes ao fim do período de taxa constante e variou de 1,5 a 2,4 kg de água por kg de material seco. A energia de ativação foi de 33,9 kJ/mol enquanto D_0 (difusividade efetiva em altos conteúdos de umidade) foi de $5,07 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$.

McMinn e Magee (1996) usaram um secador de túnel de vento para estudar a cinética de secagem da batata na forma cilíndrica, com 13,5mm de raio e a proporção entre o comprimento - raio era de 4:1. [Para produtos alimentícios, a difusividade efetiva pode variar consideravelmente com o conteúdo de umidade do sólido. A difusividade efetiva pode ser estimada através da análise dos dados de secagem usando o método da inclinação. Para aplicar esse método, a curva experimental de secagem [$\log (X-X_e/X_0-X_e)$ versus t] é comparada à curva de difusão teórica [$(X-X_e/X_0-X_e)$ versus $F_0=Dt/R_c^2$]. As inclinações da curva de secagem experimental e da teórica são determinadas em um dado conteúdo de umidade (X) através da diferenciação numérica. Portanto, a difusividade efetiva (D) num dado conteúdo de umidade (X) é calculada por: $D=((dX/dt)_{\text{exp}}R^2)/(dX/dt)_{\text{teórico}}$]. Os valores experimentais da D variaram consideravelmente com o conteúdo de umidade (4×10^{-10} a $26 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$), diminuindo gradualmente com a diminuição do conteúdo de umidade. A variação da difusividade efetiva com a temperatura obedeceu à lei de Arrhenius.

Park, Brod e Silva (1996a), determinaram as curvas de secagem da cebolinha (*Allium* sp. cv. Galega) nas temperaturas de 50°C, 60°C e 70°C e velocidades de 0,5 e 1,0 m.s⁻¹, obtendo seis curvas de secagem para secadores convectivos horizontal e vertical. Fizeram a comparação entre os dois secadores com base na difusividade efetiva calculada. Calculou-se também a energia de ativação (tipo Arrhenius).

Bróvia, Brod e Park, 1997, determinaram as curvas de secagem do cogumelo (*Agaricus Bisporus*) em conserva a temperaturas de 50, 60 e 70°C a velocidade do ar de 0,5 e 1,0 m/s, calculando as difusividades efetivas e a energia de activação (Arrhenius).

Afzal e Abe (1998) estudaram o efeito da intensidade da radiação e da espessura da fatia de batata nas características de difusão durante a secagem com radiação infravermelha. As condições de secagem foram as seguintes: intensidade da radiação infravermelha: 0,125 - 0,500 W/cm²; espessura das fatias de batata: 2,5; 6,5 e 10,5mm; velocidade do ar: 0,5m/s; umidade relativa do ar: 36%; conteúdo de umidade inicial das batatas: 3,39 e 5,25 kg/kg material seco. Os dados experimentais de secagem usados na determinação da difusividade foram interpretados usando o modelo de difusão de Fick. Os valores experimentais dos coeficientes de difusão obtidos para diferentes condições de secagem estão na faixa de 5,93x10⁻¹¹ e 1,73x10⁻⁹ m²/s. Os valores experimentais de difusividade aumentaram consideravelmente com a espessura da fatia. O resultado indicou que o coeficiente de difusão é influenciado positivamente tanto pela temperatura quanto pela espessura da fatia da batata.

Gögüs, e Maskan (1998) obtiveram dados de secagem para fatias de batata (24x24x20mm) num secador com ar aquecido a 70^oC e velocidade do ar de 1,6m/s; também obtiveram diferenças entre dados experimentais e os modelos de difusão Fickiana para os perfis de umidade. O transporte de água é descrito pelo modelo da difusão de Fick. Verificaram que a distribuição de umidade dentro da batata para 30 min não está de acordo com o modelo de difusão Fickiano.

Park (1998) estudou a secagem do músculo de tubarão (*Carcharhinus limbatus*) a 3 condições do ar de secagem (20^oC - 40% RH; 30^oC - 30% RH; 40^oC - 45% RH) e 2 velocidades do ar (0.5 m/s e 3.0 m/s). Utilizando o modelo difusional, calcula os valores de difusividade efetiva considerando ou não o encolhimento do material. Os valores das difusividades efetivas variaram entre 1,50x10⁻¹⁰ m²/s e 2,85x10⁻¹⁰ m²/s, sem considerar o encolhimento, e entre 0,87x10⁻¹⁰ m²/s e 1,61x10⁻¹⁰ m²/s, considerando o encolhimento. A energia de ativação calculada foi de 17,94 kJ/mol a 0.5 m/s e 21,94 kJ/mol a 3.0 m/s, sem encolhimento, e 2,04 kJ/mol a 0.5 m/s e 16,12 kJ/mol a 3.0 m/s, considerando o encolhimento.

Lewicki, Witrowa-Rajchert e Nowak (1998) estudaram a secagem de fatias de cebola com 3 mm de espessura em três diferentes maneiras: secagem por convecção, secagem por infravermelho e secagem convectiva por microondas. A secagem convectiva foi feita a 60, 70 e 80^o C, com velocidade constante do ar a 2 m/s. A secagem no infravermelho foi feita em secador equipado com 9 bulbos elétricos de infravermelho com 250 W cada, com velocidade do ar de 2 m/s e temperatura do ar de exaustão abaixo de 35^o C. A secagem convectiva por

microondas foi feita em um secador equipado com aquecedor elétrico e magnétron de 600 W. As fatias de cebola foram secas com ar a 60⁰ C e velocidade de 2 m/s, e suplementada com energia de microondas. As fatias de cebola foram assumidas como placas infinitas com resistência à transferência de massa localizada na placa. A solução analítica para a segunda lei de Fick foi utilizada para o cálculo dos coeficientes de difusão. As fatias de cebolas foram secas lentamente e para evaporar 99% do conteúdo inicial de água foram necessárias 7 horas. Um período muito curto de taxa de secagem constante foi observado, por isso foi assumido que a cebola secou apenas no período de taxa decrescente de secagem. A evaporação da água foi mais rápida no início da secagem. Cerca de 150 minutos foram necessários para remover 80% de água, e depois mais 270 minutos para remover os outros 19% restantes. O coeficiente de difusão efetiva foi fortemente dependente do conteúdo de água na cebola. Sob conteúdo de água relativo de 0,7, o coeficiente de difusão efetiva foi de $7,49 \times 10^{-11}$ m²/s. A difusividade mudou quase linearmente com o conteúdo de água e no final dos estágios de secagem foi de $4,18 \times 10^{-12}$ m²/s. Os autores sugeriram que em alto conteúdo de água relativa o movimento de água na cebola sob secagem é facilitado pela temperatura e isto quer dizer que a difusão efetiva é dependente da temperatura, mas em baixos conteúdos de água relativa o efeito da temperatura é pequeno e o coeficiente de difusão efetiva é praticamente independente da temperatura. A dependência da difusividade efetiva sobre a temperatura, descrita pela equação de Arrhenius mostrou que para o conteúdo de água de 0,7 a energia de ativação foi de 15,80kJ/mol e para conteúdo de água de 0,1 o valor respectivo foi de 24,64 kJ/mol. A energia infravermelha facilita a secagem quando o material contém grandes quantidades. Em conteúdo de umidade relativa de 0,05 as taxas de secagem de ambas, secagem convectiva e com infravermelho, foram praticamente as mesmas. O coeficiente de difusão efetiva foi 20% maior e esse aumento foi observado em todo o processo de secagem. A energia por microondas também facilita muito a secagem de cebolas. Quando as microondas foram aplicadas continuamente o tempo para evaporar 99% de água ficou abaixo de 1,5 horas, enquanto que a secagem por convecção a 60⁰ C necessitou de 7 horas. Dessa forma o tempo de secagem foi encurtado em quase 80%. A energia por microondas afetou o coeficiente de difusão efetiva. Em conteúdo de umidade de 0,65 o coeficiente de difusão efetiva foi de 3 a 3,5 vezes maior que a difusividade a 60⁰ C. Entretanto os valores são os mesmos no final do estágio de

secagem. Os autores concluem, portanto, que o modo de secagem afeta claramente a cinética de secagem da desidratação de cebola.

Baroni e Hubinger (1998) investigaram a secagem de cebolas frescas por osmose. As fatias de cebola (0,8 x 0,8 x 0,15 cm) foram mergulhadas em soluções de cloreto de sódio (10 e 15% peso por peso) por 60 minutos a 22^oC e depois foram submetidas à secagem ao ar através de um secador de bandejas. O ar foi soprado em um fluxo contra-corrente a uma velocidade constante de 1,1 m/s e com três temperaturas diferentes (40, 50 e 60^oC). Os dados experimentais da cinética obtidos foram empregados para determinar a difusividade efetiva utilizando uma solução analítica da lei de Fick da difusão aplicada para placas finas. Para baixos valores de X_e considerou-se estes iguais a zero. Além disso, quando L é muito pequeno e t muito grande (0,002 m de espessura e 6,6 horas para este caso), somente o primeiro termo da lei de Fick é utilizado como solução. O processo de desidratação osmótica foi avaliado pela determinação dos perfis do conteúdo de umidade e de sal. Os coeficientes de difusão efetiva das amostras pré-tratadas com soluções de NaCl a 10% apresentaram valores maiores, seguidas pelas amostras banhadas com soluções de NaCl a 15%. Esse fenômeno é atribuído ao encolhimento reduzido causado pelo pré-tratamento osmótico das amostras e permite um transporte de umidade mais rápido. O efeito da temperatura sobre o coeficiente de difusão efetiva foi descrito pela equação de Arrhenius. Os autores concluíram que é possível reduzir drasticamente o período de secagem para menos da metade para se obter um produto com 0,7 kg de água por kg de material seco pela simples introdução de um pré-tratamento osmótico de uma hora, nas duas concentrações de sal. Além disso, os produtos finais obtidos depois do pré-tratamento evidenciaram uma coloração mais natural do que os produtos sem pré-tratamento.

Prado, Alonso e Park (1998 e 2000) analisaram o encolhimento durante a secagem de tâmaras pelos três modelos formulados por Suzuki et al. (1976). O modelo de secagem central que assume a formação de uma camada seca na superfície do material apresentou melhor ajuste em relação aos resultados experimentais.

Park, Sandrini e Brod (2000) determinaram, utilizando um secador convectivo de bandejas com fluxo vertical, as curvas de secagem da melissa (*Melissa officinallis L.*) nas temperaturas de 35, 45 e 55°C e velocidades do ar de 0,5 e 1,0 m.s⁻¹. Calcularam as

difusividades efetivas (variando de $1,398 \times 10^{-11}$ a $7,914 \times 10^{-11} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$) e as energias de ativação ($61,97 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$ a $0,5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ e $66,68 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$ a $1,0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$).

Park, Yado e Brod (2001) através do uso de um secador convectivo vertical de bandejas, determinaram as curvas de secagem da pêra bartlett (*Pyrus sp.*) nas temperaturas de 50, 60 e 70°C e velocidades do ar de 0,5, 1,0 e 1,5 m/s, obtendo-se nove curvas de secagem. Através destas curvas o estudo da secagem foi conduzido avaliando as difusividades efetivas e as energias de ativação.

Park, Vohnnikova e Brod (2002) estudaram os parâmetros de secagem e da atividade de água de menta (*Mentha crispa L.*). A secagem foi conduzida sob 3 temperaturas e 2 velocidades do ar utilizando o modelo difusional, obtiveram os valores de difusividade efetiva que variaram de $4,765 \times 10^{-13}$ a $2,945 \times 10^{-12} \text{ m}^2/\text{s}$. A energia de ativação por Arrhenius apresentou $82,9285 \text{ J/mol}$. O modelo empírico de Page mostrou melhor ajuste em comparação ao modelo de Fick. A importante discussão foi a respeito da dependência da difusividade efetiva em função da temperatura da amostra em vez da temperatura do ar de secagem, comumente reportado na literatura.

Park, Bin e Brod (2003) estudam a cinética de secagem da pêra com ou sem desidratação osmótica. A secagem foi analisada em função da difusividade efetiva e da taxa de secagem. A difusividade efetiva variou de $1,59 \times 10^{-10}$ a $7,64 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ para amostras sem a desidratação osmótica prévia e de $1,87 \times 10^{-10}$ a $8,12 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ para amostras que sofreram a desidratação osmótica prévia. Para o teor de umidade abaixo de 1,0 kg água/kg massa seca, a taxa de secagem depende somente da temperatura, pois a resistência interna prevalece.

Figueira et al. (2004) estudaram os parâmetros de secagem e da atividade de água da chicória (*Cichorium intybus L.*) com ou sem inativação enzimática. O processo de secagem foi estudado pela taxa de secagem.

Brod, Park e Oliveira (2003) estudaram o comportamento de secagem de raiz de chicória (*Cichorium intybus L.*) em secador convectivo conjugado de fluxo perpendicular e paralelo. Foi analisada a secagem para a configuração do secador na qual o ar secante passa paralelamente às bandejas, com duas diferentes temperaturas (30°C e 40°C) e três diferentes velocidades do ar (0,34, 0,30 e $0,36 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$), através de um modelo empírico (modelo de Page) e de um fenomenológico (Lei de Fick). Os valores de difusividade efetiva encontrados para raiz de chicória variaram de $1,814 \times 10^{-9}$ a $9,456 \times 10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$. A equação de Page apresentou um

excelente ajuste e os seus parâmetros variaram de 0,0013 a 0,0154 para a constante G e de 0,9225 a 1,1745 para o expoente j. A energia de ativação variou de 38,6 kJ.mol⁻¹ a 94,5 kJ.mol⁻¹.

Park et al. (2004) estudaram a secagem de caqui giombo com encolhimento e sem encolhimento. As curvas de secagem foram bem ajustadas na solução analítica da 2ª Lei de Fick na configuração da esfera. O ajuste das curvas de secagem de caqui Giombo sem considerar o encolhimento apresentou valores de difusividade efetiva variando de 2,59x10⁻¹⁰ a 4,29x10⁻¹⁰ m²/s e erro relativo médio de 3,90 a 8,27 %, e considerando o encolhimento apresentou valores de difusividade efetiva variando de 2,24x10⁻¹⁰ a 3,88x10⁻¹⁰ m/s e erro médio de 2,54 a 4,91 %. Os valores das difusividades obtidas sem considerar o encolhimento representam 1,10 a 1,19% em relação aos valores das difusividades considerando encolhimento, demonstrando que não considerar o encolhimento superestima o coeficiente difusional. O modelo que melhor representa a difusividade efetiva foi o modelo quadrático.

Oliveira, Oliviera e Park (2006) estudaram a secagem das raízes fatiadas de chicória (*Cichorium intybus* L.) em um secador convectivo com fluxo do ar perpendicular, com base em um planejamento fatorial. A difusividade efetiva (variável dependente) foi determinada para cada uma das combinações das variáveis independentes (temperatura e velocidade do ar), sendo as curvas desses resultados ajustadas pela solução da Segunda Lei de Fick e pelo modelo de Page, foi determinada. A difusividade efetiva variou de 3,51 x 10⁻¹⁰ m² s⁻¹ até 10,36 x 10⁻¹⁰ m² s⁻¹. Concluiu-se que, para a região de valores estudada, somente a temperatura do ar é estatisticamente significativa. Obteve-se, assim, modelo matemático de primeira ordem, representando o comportamento da difusividade efetiva em função da temperatura do ar. A melhor condição de secagem obtida foi a que utilizou a maior temperatura de ar de secagem.

Simal et al. (2006) apresentaram a correção da difusividade em função somente da equação de Arrhenius e outro com a modificação adicional na energia de ativação de Arrhenius através do teor de umidade elevada ao expoente e concluem que o segundo apresenta menor erro no ajuste de dados experimentais.

Park, Oliveira e Brod (2007) estudaram os parâmetros de secagem da raiz de chicória (*Cichorium intybus* L.) e a extração da inulina. Utilizando as difusividades efetivas foi obtida equação da correlação com a extração da inulina.

Park et al (2007) calcularam as difusividades efetivas, considerando ou não o encolhimento da secagem de músculo de tubarão (*Carcharhinus limbatus*), utilizando o método de diferenças finita explícita para resolver a equação de Fick. O encolhimento foi considerado como uma variação linear em função do teor de umidade. As difusividades efetivas obtidas variaram de 0,72 a $2,20 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ com o erro relativo médio de 1,02 a 6,51%, considerando o encolhimento. A energia de ativação variou de 3,42 to 19,23 kJ/mol.

Portanto, não se pode esquecer que o coeficiente de difusividade efetivo varia conforme a variação de umidade do material, com a dimensão característica e a temperatura da amostra.

Teoria Capilar

Esta teoria é proposta para descrever o fluxo líquido no sólido, criado por Buckingham (1907), expressando o fluxo capilar como sendo:

FLUXO LÍQUIDO = CONDUTIVIDADE HIDRÁULICA * (GRADIENTE DO POTENCIAL CAPILAR)

Não sendo o material biológico um material capilar, esta teoria não poderia ser aplicada para estes materiais no senso estrito. No entanto, não se pode esquecer que esta teoria fornece ferramentas poderosíssimas para fundamentar as equações fenomenológicas de transferência simultânea de calor e de massa.

Assumir o fluxo de transferência de massa como sendo função somente do gradiente de concentração é simplificar muito, apesar deste gradiente ser o mais importante contribuinte na transferência de massa, conforme Bird, Stewart e Lightfoot (1960).

Van Arsdel (1947) mostrou que não era sobre a difusão líquida que esta última lei tratava, mas aplicando as hipóteses simplificadoras habitualmente admitidas obtém-se a equação da difusão líquida.

Krischer e Kroll (1963) (citado por PARK et al, 2007), expõem em detalhe a teoria do movimento capilar de água líquida dentro de sistemas simples constituídos de alguns tubos capilares e dentro de sistemas complexos como os corpos porosos. O princípio é o seguinte: para um tubo capilar isolado, a pressão de sucção e então a ascensão da água dentro do capilar, é proporcional à tensão superficial da água e inversamente proporcional a seu raio. Admitindo-se que a tensão capilar é finalmente associada ao teor de água, este autor estabelece uma lei

geral na qual o fator de potência é o gradiente de teor de água. Os autores agregam a este fluxo de água líquida, um fluxo de vapor de água que existiria dentro dos poros depois da retirada do líquido.

Gorling (1958) (citado por CHARM, 1971) é um dos raros autores que tem interpretado a secagem de um produto alimentício (batata) com esta equação.

Se a diminuição da tensão superficial por um agente tensoativo tem um efeito líquido sobre a cinética de secagem de um leito de areia, esta diminuição é desprezível para a cinética de secagem da batata (LABUZA e SIMON, 1970). Estas observações testemunham a fraca importância da migração capilar para os produtos vegetais.

Uma simplificação do modelo precedente supõe que no começo da secagem a água migra à superfície por capilaridade, depois a partir de um momento dado, a água não flui mais até esta superfície; o limite entre a parte que contém a água líquida e a parte seca se aprofunda dentro do produto e define a frente a partir do qual a água se vaporiza.

A espessura crescente que deve atravessar o vapor até a superfície e o calor até esta frente, explicariam a diminuição da velocidade de secagem. Os experimentos da penetração da frente, medindo os perfis de temperatura dentro de bobinas de lã mostraram que a temperatura dentro do líquido permanece bastante baixa e igual a uma "pseudo temperatura úmida", pois se eleva rapidamente num ponto depois que a frente se retira.

A partir desta representação simples da secagem, numerosos modelos foram elaborados, mas eles se referem de preferência à secagem de leitos de partículas inertes. Serão agrupados neste parágrafo o conjunto de teorias que tratam as transferências internas simultâneas de calor e de massa.

De acordo com a termodinâmica de processos irreversíveis, uma força impulsora pode contribuir na outra força impulsora. Esta contribuição pode ocorrer, mas somente para o par de fluxo-força que sejam tensores de igual ordem ou que difiram em ordem de dois.

Assim, para o fluxo de energia temos a dependência do gradiente de temperatura (condução de calor) e das forças impulsoras mecânicas (efeito "DUFOUR"). E para o fluxo de massa temos a dependência das forças impulsoras mecânicas (ordinariamente pressão e difusão forçada) e do gradiente de temperatura (efeito "SORET").

Luikov e Mikhaylov (1965) e Luikov (1966) redigiram os primeiros trabalhos concernentes à aplicação do formalismo de termodinâmica dos processos irreversíveis ou

termodinâmica de não-equilíbrio às transferências simultâneas de calor e de massa dentro de meios porosos. Estes dois autores calcularam as soluções analíticas do sistema de equações, estabelecido por esta teoria para numerosas condições limites e iniciais, mas sempre para coeficientes constantes. Definiram o processo de transferências, calor e massa, como uma transferência de certa quantidade de energia. Assim, o potencial de transferência (P) pode ser expressa como a derivada parcial da função característica com respeito à coordenada:

Fulford (1969) (citado por PARK et al., 2007) cita 27 referências de autores soviéticos que apresentaram soluções destas equações para situações variadas. Estes sistemas podem ser resolvidos pelo método de elementos finitos.

Independentemente de Luikov, as teorias que resultam dos tratamentos, primeiro identificando os fenômenos das transferências separadamente e então desenvolvendo equações de fluxo de calor e de massa, conforme os modelos físicos do sistema, foram desenvolvidos por Philip (1975) e De Vries (1975).

De Vries (1975) atribui aos pesquisadores Krisher e Rohnalter (1940) a primazia da sugestão da influência do movimento de vapor na transferência de massa no meio poroso.

A teoria de Philip e De Vries é amplamente utilizada para estudar os fenômenos de transferência no solo, não tendo sido ainda utilizada para a secagem de materiais biológicos.

De fato, para a secagem, o aporte da termodinâmica de processos irreversíveis reside unicamente na introdução do efeito de gradiente de temperatura sobre o deslocamento da água. O coeficiente de termodifusão para areia e para um conjunto de vidro é extremamente pequeno, sendo o efeito do gradiente de temperatura então "desprezível" frente aos outros fenômenos.

Para estudar a cinética de secagem, deve-se levar em consideração o escoamento líquido (devido ao gradiente de concentração), escoamento vapor (devido ao gradiente de pressão) e o equilíbrio (isotermas).

Fortes e Okos (1978) aplicam o conceito de termodinâmica irreversível para a secagem de produtos agrícolas.

Por outro enfoque, Whitaker (1977 e 1980) desenvolveu uma teoria de transferências simultâneas de calor e de massa que leva em conta a estrutura do material e os fenômenos físicos. O autor utiliza equações que parecem difíceis de aplicar a um caso concreto. Harmathy (1969) propôs a "teoria de condensação-evaporação", em que a transferência de matéria se faz

unicamente sob forma de vapor; a permeabilidade da estrutura porosa depende de seu teor de água e em todos os pontos do produto há equilíbrio entre o líquido e o vapor, que fundamentam as equações de balanços de massa e de energia. Aplicou este modelo à secagem de tijolos.

Em termos de trabalhos existentes em secagem, a migração de umidade na fase líquida não pode ser desprezada, assim esta teoria não encontrou aceitação nesta área.

Para os produtos agrícolas e alimentícios, Husain et al. (1972) e Husain, Chen e Clayton (1973) aplicaram vários modelos nos quais as transferências de calor e de matéria são levados em conta. Porém, o coeficiente de difusão da água, considerado como uma função da temperatura e/ou do teor de água, é sempre obtido por ajuste de curvas experimentais de secagem.

Park, Shiki e Minagawa (1998) determinaram os 4 coeficientes simultâneos de calor e de massa: condutividade térmica (K_T), o coeficiente de transferência de calor induzida pelo gradiente de umidade (K_M), difusividade (D_M) e coeficiente de migração da umidade induzida pelo gradiente de temperatura (D_T or $d_T=D_T/D_M$). O K_M não apresentou influência significativa. Os valores encontrados de K_T para a batata e nabo foram 0,53 e 0,57 (W/m°C), respectivamente. As difusividades (D_M) encontradas foram $2,66 \times 10^{-5}$ cm²/s e $1,77 \times 10^{-5}$ cm²/s para a batata e nabo respectivamente e d_T para a batata e nabo foram 0,0009 e 0,0025 (1/°C), respectivamente. Park e Leite (2000) utilizando os equipamentos de Park, Shiki e Minagawa (1998) e comparam os valores obtidos para a condutividade térmica com o valor obtido pelo método da sonda linear. Obtendo-se uma boa reprodutividade dos dados experimentais. Posteriormente, Park, Ito e Leite (2002) estudaram a influência da granulometria de grãos de soja triturados, assim como do diâmetro e do comprimento do corpo-de-prova na determinação de coeficientes simultâneos de transferência de calor e massa, com os equipamentos de Park, Shiki e Minagawa (1998). Foram testadas três granulometrias, dois comprimentos e três diâmetros diferentes para as amostras, totalizando dezoito condições experimentais. Nos experimentos com o equipamento de coluna fechada, a maior influência na avaliação da condutividade térmica foi devida aos valores obtidos de fluxo de calor. Tanto nos experimentos de coluna fechada quanto nos de coluna aberta, a contribuição dos fenômenos simultâneos deve ser considerada. O comprimento e a granulometria têm influência na

determinação da condutividade térmica e na difusividade mássica, ao passo que o diâmetro só interfere na obtenção do valor da difusividade mássica.

Para os produtos biológicos, a transferência interna de calor se dá facilmente e isto permite fazer a hipótese de um perfil plano de temperatura e avaliar globalmente a transferência de calor.

De uma maneira geral, os modelos, nos quais as transferências simultâneas de calor e de massa são consideradas, são complicados.

A resolução dos mesmos exige meios de cálculos importantes, sobretudo quando se considera a variação dos coeficientes de difusão de massa com a temperatura e o teor de água. Além disso, não levam em conta nem a deformação do produto, nem sua heterogeneidade, o que aumentaria ainda a dificuldade.

Enfim, a rigor, deseja-se que os coeficientes das equações possam ser determinados por experiências independentes de ensaios de secagem. Porém, estes são longos e delicados para os produtos simples como a areia, e parecem irrealizáveis para os produtos agrícolas e alimentícios.

Estas dificuldades conduziram alguns autores a construir modelos simplificados de secagem. Já que a transferência de calor pode ser avaliada globalmente considera-se condições de secagem isotérmicas e resolve numericamente a equação de difusão por diferentes leis de variação da difusividade da água com o teor de água.

Suzuki, Keey e Meada (1977) propõem fórmulas simples para calcular a taxa de secagem e o teor de água crítico em função da intensidade da secagem. Suzuki (1980) resumiu o conjunto destes trabalhos que, aliás, referem-se só a produtos minerais (areia, tijolo, argila).

DADOS EXPERIMENTAIS

MEDIDA DO COEFICIENTE DE DIFUSÃO DA ÁGUA

Como já havíamos destacado, uma dificuldade importante do enfoque teórico reside na determinação da difusividade da água no produto.

Apresentamos neste parágrafo alguns métodos. Este problema deu lugar a numerosos trabalhos no quadro da Liofilização. Infelizmente, as condições (pressão e estado congelado do produto) tornam estas medidas não-utilizáveis no caso da secagem por ar quente.

Método estacionário - Esta técnica consiste em fixar o perfil de umidade no material, impondo a ele uma transferência de água unidirecional; isto pode ser realizado secando o produto de um lado e pondo água de outro lado.

A partir da medida do fluxo de água e do perfil do teor em água, é possível calcular o valor do coeficiente de difusão para diferentes valores do teor de água. É possível também estudar a influência da temperatura. A difusividade da água em alguns produtos minerais tem sido estudada desta maneira:

Método não-estacionário - uma amostra de produto com teor de água inicialmente fixo é levado a uma atmosfera com a umidade controlada. O coeficiente de difusão é calculado por meio de uma solução analítica da equação de difusão, a partir da medida da quantidade de água, sorvida ou desorvida ao longo do tempo. O teor de água da amostra varia pouco durante a experiência, e a temperatura dela é constante, o que permite fazer a hipótese de uma difusividade constante.

Método por identificação - Frente à complexidade dos produtos agrícolas e alimentícios, numerosos autores preferiram avaliar a difusividade da água diretamente a partir de uma curva de secagem. O método consiste então em fazer concordar os resultados de um modelo de secagem com os resultados experimentais, ajustando o valor do coeficiente de difusão. Este último leva em conta o conjunto de fenômenos físicos que intervêm no curso da secagem, compreendendo a deformação do produto.

Os valores de difusividade efetiva, assim como de valores da energia de ativação, além de levar em conta as observações já feitas, devem ser considerados com prudência, já que

dependem de um lado, das condições experimentais frequentemente descritas de maneira incompleta e, por outro lado, das hipóteses do modelo que foi utilizado.

Recentemente, alguns pesquisadores utilizaram os modelos simplificados apresentados no parágrafo precedente, que tem a vantagem de levar em conta a influência da temperatura e do teor de água sobre a difusividade da água. Este procedimento faz certamente o melhor compromisso entre a complexidade dos fenômenos e a necessidade de representá-la tão simplesmente por alguns critérios.

ENFOQUE EXPERIMENTAL

As equações de modelos teóricos não representam os fenômenos físicos, senão de uma maneira global. Elas são fáceis de resolver, se não levarem em conta a complexidade destes fenômenos. Caso contrário, a resolução exige meios de cálculo importantes, já que algumas particularidades são levadas em conta.

Por exemplo, a dependência da difusividade da água com o teor de água. Além disso, as medidas das constantes físicas indispensáveis para o cálculo são longas, delicadas e conseqüentemente custosas.

Estas observações conduziram numerosos pesquisadores a se orientarem no sentido de uma abordagem empírica na qual a lei da secagem é tirada diretamente de experiências de secagens realizadas em laboratório. Então, no cálculo de secadores, o pesquisador é frequentemente induzido a utilizar este enfoque, porque o cálculo da taxa de secagem do produto, que é repetida muitas vezes, deve ser simples.

Experimento e Tratamento dos Resultados

Uma experiência consiste em medir a evolução do teor de água de uma amostra do produto submetido à secagem em condições constantes bem controladas.

Estas condições podem ser definidas segundo dois critérios: o modo de contato ar - produto e as propriedades do ar de secagem.

O modo de contato ar-produto pode ser realizado de várias maneiras:

- Uma só partícula de produto é colocada numa corrente de ar quente;
- Uma amostra compreendendo numerosas partículas é seca em leito fluidizado;

- O produto é disposto de uma maneira particular para se relacionar, o mais possível, a um secador industrial;
- O produto que compreende um grande número de partículas é disposto em um leito monoparticular ou em leito delgado sobre um prato e o ar atravessa esta camada fixa.

Esta técnica, muito utilizada, solicita a seguinte observação: para admitir que todas as partículas secam nas mesmas condições, a espessura da camada deve ser suficientemente delgada. Em efeito, atravessando este leito o ar se umidifica e se resfria, já que ele fornece a energia de vaporização da água e carrega a água evaporada.

As propriedades do ar de secagem são a temperatura, a umidade e a velocidade. Esta última não é homogênea em volta de uma partícula, e seu valor é geralmente indicado pela velocidade média do ar no exterior da camada.

A influência dessas três propriedades é estudada, variando-se cada uma delas. Suas escalas de variação dependem do produto e da utilização que se quer fazer dos resultados.

FÓRMULAS EMPÍRICAS

Estas fórmulas expressam sob uma forma matemática, as curvas experimentais de secagem em que representam a evolução do teor de água do produto durante a secagem ($X = f(t)$), seja a taxa de secagem em função do tempo ou em função do teor em água ($dX/dt = f(t)$ ou $f(X)$).

Estas duas últimas expressões podem ser calculadas derivando-se a primeira.

Estas fórmulas contém sempre constantes que são ajustadas para fazer concordar os resultados dos cálculos com as curvas experimentais. Consequentemente, elas são válidas somente no domínio da pesquisa experimental na qual elas foram estabelecidas. A seguir apresentamos alguns exemplos (PARK, 1987).

Utilizando a expressão da taxa de secagem de Lewis (1921):

$\frac{dX}{dt} = -K(X - X_e)$ cuja integração resulta em:

$$\bar{Y} = \exp(-Kt) \quad (63)$$

A outra equação muito utilizada é denominada de equação empírica de Page:

$$\bar{Y} = \exp(-Kt^n) \text{ ou } \bar{Y} = A \exp(-Kt^n) \quad (63)$$

Ou equação empírica de Overhults:

$$\bar{Y} = \exp(-Kt)^n \quad (63)$$

Em alguns casos, estas fórmulas têm origem na forma simplificada da solução da equação de difusão (equação 7), mas a incapacidade de reproduzir os resultados experimentais levou os autores a modificá-las mais ou menos fortemente.

CURVA CARACTERÍSTICA DE SECAGEM

Van Meel (1957) foi o primeiro que definiu uma curva característica de secagem sem dimensão para um produto dado. Admitiu que o teor de água crítica de um produto é constante, e que as curvas de taxa de secagem ($dN_s/dt = f(N_s)$), obtidas para condições variadas do ar de secagem, apresentam uma afinidade ortogonal.

Mediante estas aproximações, o autor propôs transformar as ordenadas e as abcissas para agrupar todas as curvas experimentais numa só curva de base ou curva característica de secagem:

[dX/dt] (ordenada): $dX/dt = (dX/dt) / (dX/dt \text{ do período } 1)$

[X] (abcissas): $[X] = (X - X_e) / (X_{cr} - X_e)$

Onde X_{cr} é o correspondente ao ponto de inflexão da taxa constante e decrescente.

Esta idéia foi retomada e exposta por Schlunder (1976). Ela é ilustrada pela Figura 5.

As curvas 1, 2, e 3 relativas a ensaios de secagem efetuados em condições diferentes, se reagrupam.

Fornell (1979) propôs uma transformação parecida à precedente, adaptada à secagem de produtos agrícolas e alimentícios para os quais não se observa período à taxa constante.

$[dn_s/dt] = (dX/dt) / (T_a - T_e) * (V_a^{**}(1/2))$

$[n_s] = [X] \text{ ou } [Y]$

Já que o teor de água de equilíbrio é extremamente baixo, o termo $(T_a - T_e) * (V_a^{**}(1/2))$ representa a influência das propriedades do ar sobre a taxa de secagem no período 1, se ele existisse. Fornell, Bimbenet e Almin (1980) apresentam o estudo para os vegetais. Ashworth e Carter (1980) para partículas de silicagel.

Finalmente, duas conclusões se desprendem das publicações citadas aqui (DAUDIN, 1979):

- a dispersão de curvas depois das transformações é mais importante do que as propriedades do ar terem variado durante os experimentos. Este fenômeno é particularmente sensível em relação à temperatura do ar.
- para alguns produtos, é impossível prever quais, estas transformações não permitem obter um reagrupamento significativo das curvas, mesmo para variações fracas de propriedades do ar.

Schöeber (1980) indica que se a difusividade da água no produto decresce fortemente com o decréscimo do teor de água, não é preciso generalizar a curva característica de secagem a outros teores de água iniciais ou a outras taxas de secagem iniciais.

Suzuki, Keey e Maeda (1977) examinaram teoricamente as condições que devem ser reunidas para que se possa obter uma curva característica de secagem. A partir de um modelo difusivo no qual a difusividade da água é uma função do teor de água, estes autores demonstraram que, para um produto, a forma das curvas da taxa de secagem variava em função das condições de secagem e da espessura do produto.

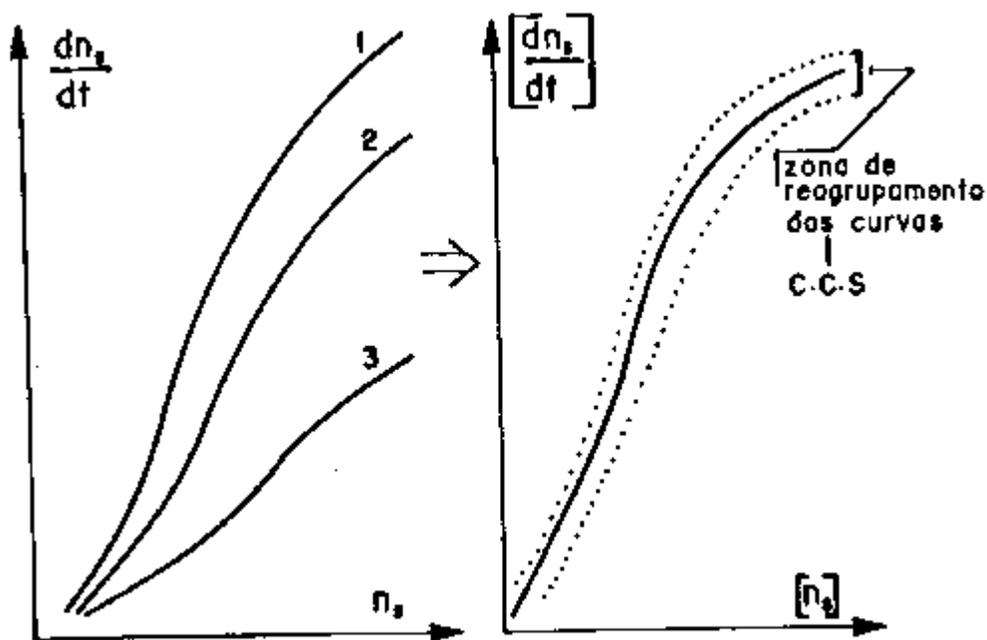


Figura 5 - Obtenção da curva característica de secagem.

Park et al. (1996) estudaram a secagem de gengibre vermelho (*Zinber Officinalle*, Roscoe - “sho-ga”) utilizando 3 temperaturas (40°C - 24.6% RH ; 60°C - 19.8% RH ; 80°C - 10.0% RH) e 2 velocidades do ar (0.5 e 1.0 m/s). A taxa de secagem foi obtida derivando o polinômio de 5 grau, obtido pela interpolação Lagrangeana. A difusividade efetiva foi obtida pelo modelo difusional. A dependência da temperatura da difusividade foi calculada pela energia de ativação da equação de Arrhenius. Calcularam o Biot de massa e mostraram que a resistência externa é desprezível. Park, Brod e Silva (1996b) determinaram a cinética de secagem do coco ralado utilizando 3 temperaturas (50°C - 38% RH, 60°C - 23% RH e 70°C - 10% RH) e 2 velocidades do ar (0.5m/s e 1.0 m/s). As curvas foram normalizadas pelo conceito do Keey (1975) e de Fornell, Bimbenet e Almin (1980), utilizando as análises adimensionais de Murr e Park (1993).

Park, Alonso e Godoi (1996) estudaram a secagem de feijão (*Phaseolus vulgaris* L.) utilizando o “Aminco Aire”, model 4-5460A a 3 temperaturas (10, 30 e 50°C), 80% de umidade relativa e 0.3, 1.0 e 2.0 m/s de velocidades do ar de secagem. As curvas foram normalizadas, utilizado o conceito da taxas obtidas do modelo de Keey (1972 e 1978) e Fornell, Bimbenet e Almin (1980) e da análise dimensional de Murr e Park (1993). No trabalho, o período de taxa constante não foi observado. Portanto o pseudo período de taxa constante sugerido por Keey (1975) foi utilizado para obter os adimensionais das taxas de secagem. As curvas normalizadas utilizaram umidade adimensional, Biot para as transferências de calor e de massa (Bi_c , Bi_m), Fourier para massa (Fo) e Kossovich (Ko). A taxa de secagem foi analisada pelo modelo difusional utilizado a série de Fourier. A energia de ativação também foi calculada pela equação de Arrhenius.

REFERÊNCIAS IMPORTANTES

Existem muitos trabalho importantes de revisão sobre a secagem. Citamos aqui alguns; Daudin (1983) Zogzas, Maroulis e Marinos-Kouris (1994) Katekawa e Silva (2006) e Hall (2007).

SOFTWARE DE GERAÇÃO DE CURVAS DE CINÉTICA DE SECAGEM

Das referências trazidas previamente, pode-se extrair informações suficientes para o desenvolvimento de uma aplicação que gere curvas de cinética de secagem seguindo vários modelos diferentes para uma série de produtos.

Para permitir alto grau de portabilidade, e adotando as técnicas de desenvolvimento mais modernas, a aplicação foi desenvolvida em linguagem de programação JAVA e foi internacionalizada, apresentando a possibilidade de escolha de língua da interface: português ou inglês. Além disso, apresenta as seguintes funcionalidades, representadas em sua tela principal, Figura 6:

The screenshot shows a Java-based application window titled "Gerar Gráficos". The interface is organized into several sections:

- Seleção de Produto:** A dropdown menu with "mint" selected.
- Seleção de Modelo de Equação da Cinética:** A dropdown menu with "Newton" selected.
- Bibliografia:** A list box containing the reference: "AKPINAR, E. K. Mathematical Modelling of Thin Layer Drying Process Under Open...".
- Comentários:** An empty text area.
- Geometria do Espécime - Espessura:** Input field with value "0.03".
- Temperatura do Ar (C):** Input field with value "33.25".
- Velocidade do Ar (m/s):** Input field with value "0.49".
- Humidade Relativa do Ar (dec):** Input field with value "0.2575".
- Conteúdo Inicial de Umidade Base Seca (dec):** Empty input field.
- Conteúdo de Umidade de Equilíbrio (dec):** Empty input field.
- Incremento de Tempo (s):** Empty input field.
- Tempo Máximo de Secagem Para a Simulação (s):** Empty input field.
- Valor Mínimo Aceitável para Xr (dec):** Empty input field.

At the bottom, there are two buttons: "Selecionar" and "Apagar". A "Gerar Gráficos" button is located at the very bottom center of the window.

Figura 6 - Tela Principal da Aplicação de Curvas de Cinética

Em primeiro lugar, seleciona-se o produto desejado. Logo após, seleciona-se o modelo de cinética de secagem a ser adotado na geração da curva. Dependendo do modelo, informações como geometria do produto, temperatura, velocidade e umidade relativa do ar

referentes ao experimento de estudo da cinética do qual os dados foram extraídos são mostrados.

Após a seleção, deve-se incluir o par produto-modelo no grupo que será utilizado para a geração das cinéticas, através do botão Selecionar. O aplicativo permite a seleção de mais de um par produto-modelo.

Caso se queira remover um determinado par produto-modelo, seleciona-se este no lado direito da tela do aplicativo e pressiona-se o botão Apagar.

Após escolher todos os pares produto-modelo desejados, deve-se inserir o conteúdo inicial de umidade em base seca, em formato decimal, o conteúdo de umidade de equilíbrio, em decimal, o incremento de tempo utilizado para a construção da curva, o tempo máximo da simulação, ambos em segundos, e o valor mínimo aceitável para X_r em decimal.

A necessidade dos dois últimos dados vêm do fato de que, por ser uma simulação, pode-se porventura existir a necessidade de um tempo muito grande para que o adimensional de umidade atinja o valor zero. Assim, possibilita-se ao usuário o controle sobre os valores de parada.

No caso, escolhemos a menta, o modelo de cinética é o Fick, Além disso, definimos que o conteúdo inicial de umidade é igual a 0,5 (50 %), o valor da umidade de equilíbrio é de 0,1 (10%), o incremento de tempo será de 100 segundos, o tempo máximo da simulação é de 35000 segundos e o valor mínimo aceitável para X_r é 0. É importante salientar que o aplicativo encerra a simulação quando uma das duas condições de parada for atingida, Figura 7:

| | | |
|---|--|--|
| Selecione o Nome do Produto | mint | Produto = mint Modelo = Fick Para Geometria de Barra Infinita2 |
| Selecione o Modelo de Equação da Cinética | Fick Para Geometria de Barra Infinita2 | |
| Bibliografia | Food Engineering, Elsevier, n. 77, p. 864-870, 2006. | |
| Comentários | Corrected value based on paper information | |
| Geometria do Espécime - Espessura | 0.03 | |
| Temperatura do Ar (C) | 33.25 | |
| Velocidade do Ar (m/s) | 0.49 | |
| Humidade Relativa do Ar (dec) | 0.2575 | |
| Conteúdo Inicial de Umidade Base Seca (dec) | 0.5 | |
| Conteúdo de Umidade de Equilíbrio (dec) | 0.1 | |
| Incremento de Tempo (s) | 100 | |
| Tempo Máximo de Secagem Para a Simulação (s) | 35000 | |
| Valor Mínimo Aceitável para Xr (dec) | 0 | |
| <input type="button" value="Selecionar"/> <input type="button" value="Apagar"/> | | |
| Gerar Gráficos | | |

Figura 7 - Dados Inseridos para a Simulação da Curva de Cinética da Menta

O resultado é gerado e pode ser visto em dois gráficos diferentes. MR versus Tempo e X versus tempo, Figura 8:

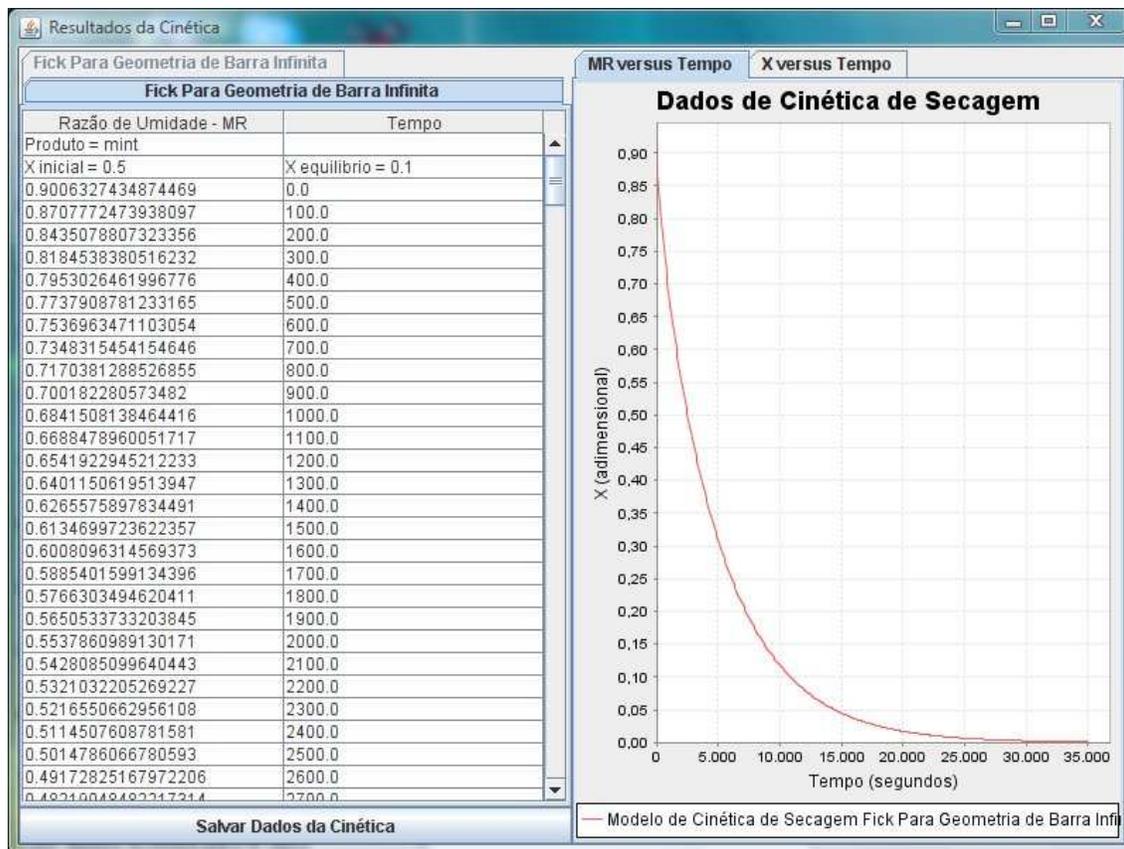


Figura 8 - Curva de Cinética para Menta Seguindo o Modelo de Fick

O aplicativo permite exportar os dados gerados em arquivo compatível com editores de planilhas. Uma ressalva a se fazer com relação à esta funcionalidade é o fato dos dados serem salvos no formato britânico, onde o separador decimal é o ponto, ao invés da vírgula.

Um gráfico gerado pelo Excel a partir dos dados exportados do exemplo é o seguinte, Figura 9:

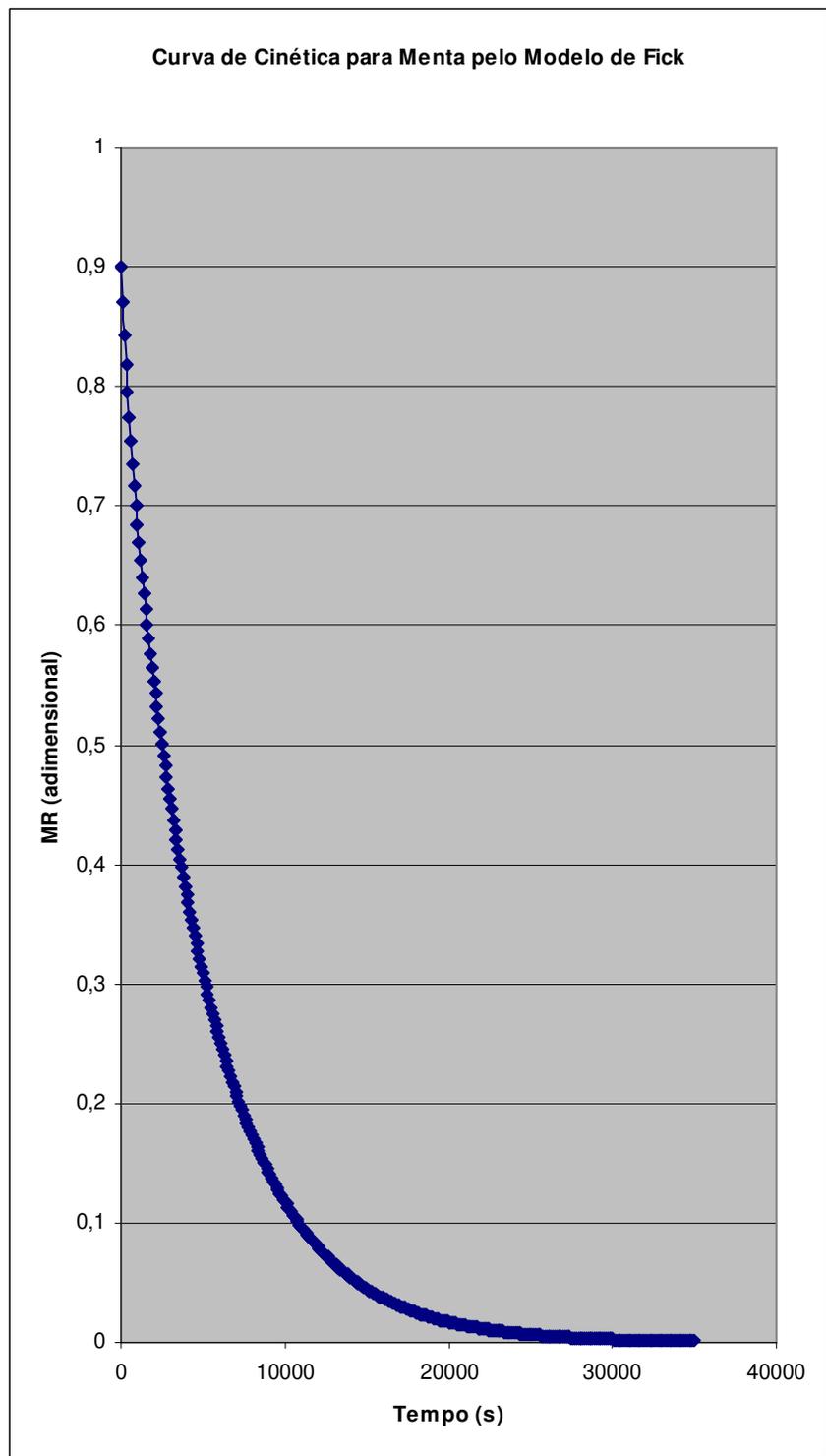


Figura 9 - Curva de Cinética para Menta gerado pelo Modelo de Fick através dos dados exportados para o formato Excel

O aplicativo permite gerar uma série de curvas de cinética para comparação, Figura 10:

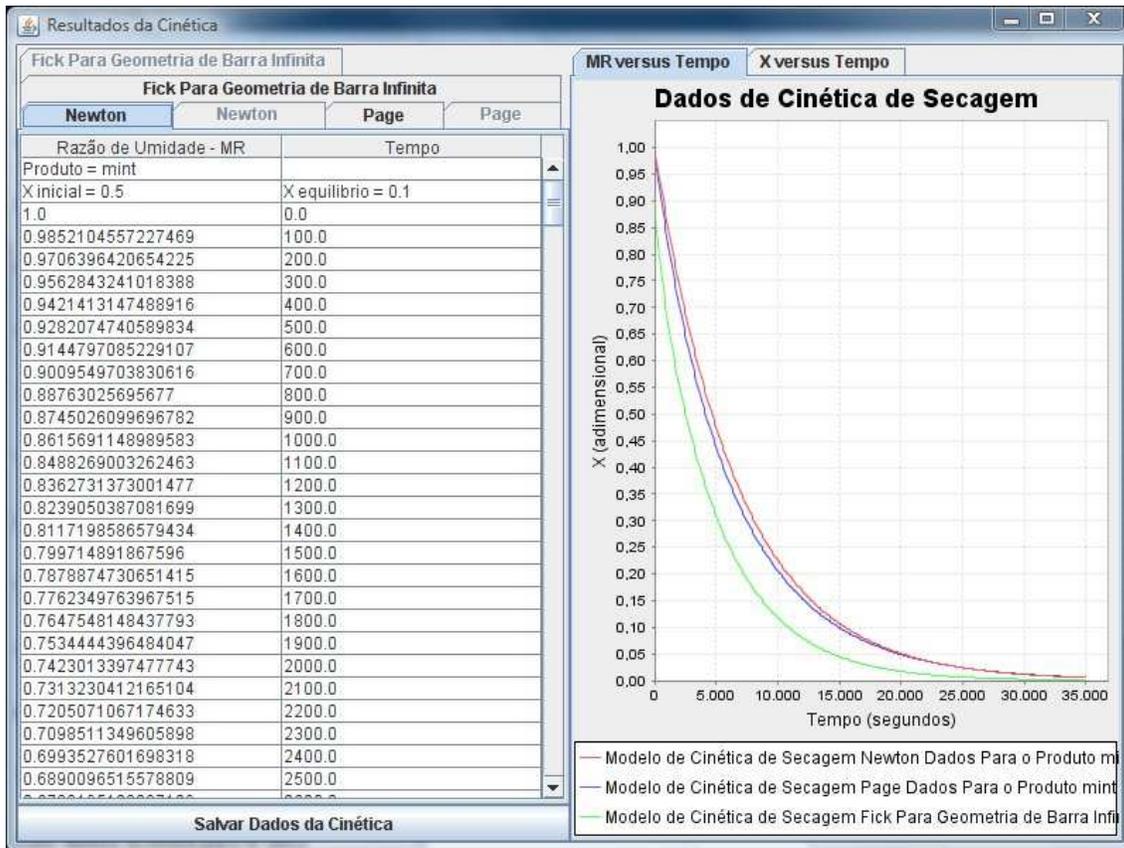


Figura 10 - Curvas de Cinética para Menta Seguindo Três Modelos diferentes – Newton, Page e Fick

A aplicação proposta permite, através da comparação de diversos modelos, escolher rapidamente aquele que melhor se adequa às características do processo que é alvo do estudo, através da comparação das curvas e dados gerados para cada um dos modelos selecionados.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [6] AFZAL, T.M., ABE, T. Diffusion in potato during far infrared radiation drying. *Journal of Food Engineering*. v.37, p.353-365, 1998.
- [7] ASHWORTH, J.C.; CARTER, J.W. Examination of drying behavior of silica-gel granules by continuous weighing in an air stream. **Drying' 80**, Hemisphere Publishing Corporation, 1980.
- [8] BARONI, A. F. E HUBINGER, M. D., Drying of Onion: Effects of Pretreatment on Moisture Transport, **Drying Technology**, 16 (9 e 10), p. 2083-2094, 1998.
- [9] BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. **Transport phenomena**. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1960. 780p.
- [10] BOURAOUI, M., RICHARD, P., DURANCE, T. Microwave and convective drying of potato slices *Journal of Food Process Engineering*. v.17, p.353-363, 1994.
- [11] BROD, F.P.R.; PARK, K.J.; OLIVEIRA, R. de. Modelos matemáticos para representar a secagem de raiz de chicória. **Engenharia agrícola**, Jaboticabal/SP, v.23, n.2, p.354-363, maio/ago. 2003.
- [12] BROOKER, D. B., BAKKER-ARKEMA, F. W., HALL, C. W. **Drying Cereal Grain**. Westport: The AVI Publishing Co. 1974.
- [13] BRÓVIA I PIJUAN, M.N., BROD, F.P.R., **PARK, K. J.** Estudio de secado de champiñón en conserva (*Agaricus Bisporus*) utilizando un secador vertical. **Alimentaria-Revista de Tecnologia e Higiene de los alimentos**, 286: 119-122, oct,1997.
- [14] CHARM, S.E. The fundamental of food engineering. The AVI publishing co., Inc. p.348, 1971.
- [15] CHINNAN, M.S., Evaluation of selected mathematical models for describing thin-layer drying of in-shell pecans. In: **Transactions of the ASAE**, [s.n.], v.27, p. 610-615, 1984.
- [16] CRANK, J. **The mathematics of diffusion**. 2. ed. Oxford: Clarendon Press, 1975. 414 p.
- [17] DAUDIN, J.D Séchage par l'air chaud des producé biologiques - Calcul d'un séchoir, **DEA, Sience et Technique de l'Industrie Alimentaire**, 1979.
- [18] DAUDIN, J.D. Calcul des cinétiques de séchage par l'air chaud des produits biologiques solides. **Sciences des Aliments**, Paris, v.3, p.1-36, 1983.

- [19] De VRIES, D.A. Heat transfer in soils. In: **Heat and mass transfer in the biosphere**. John Wiley & Sons. N.Y. p. 5-28, 1975.
- [20] FIGUEIRA, Glyn Maria, PARK, Kil Jin, BROD, Fernando Pedro Reis, HONORIO, Sylvio Luis. Evaluation of desorption isotherms, drying rates and inulin concentration of chicory roots (*cichorium intybus* L.) with and without enzymatic inactivation. **Journal of Food Engineering**, Oxford, v.63, n.1, p.273-280, 2004.
- [21] FORNELL, A. **Séchage de produits biologiques par l'air chaud - Calcul d'un séchoir**, Tese de doutorado, ENSIA, 1979.
- [22] FORNELL, A.; BIMBENET, J.J.; ALMIN, Y. Experimental Study and Modelization for Air Drying of Vegetable Products. **Lebensm. Wiss. u. Technol.**, 14, p.96-100, 1980.
- [23] FORTES, M.; OKOS, M.R. Heat and mass transfer in higroscopic capillary extruded products. **The 71st Annual Meeting of the AIChE**. Florida, 44p. 1978.
- [24] GÖGÜS, F., MASKAN, M. Water transfer in potato during air drying. **Drying Technology**. v.16, n.8, p.1715-1728, 1998.
- [25] HALL, C.W. Review on drying: 1982-2006. **Drying Technology**. V.25, n.1. p.19-28, 2007.
- [26] HARMATY, T.Z. Simultaneous moisture and heat transfer in porous systems with particular reference to drying. **I&EC Fundamentals**. V.8, n.1, p.92-103, 1969.
- [27] HUSAIN, A.; CHEN, C.S.; CLAYTON, J.T.; WHITNEY, L.F. Mathematical simulation of mass and heat transfer in high moisture foods. **Transaction of the ASAE**. v.15, n.4, p.732-736, 1972.
- [28] HUSAIN, A.; CHEN, C.S.; CLAYTON, J.T.. Simultaneous heat and mass diffusion in biological materials. **Journal Agric. Engng. Res**. v.18, p.343-354, 1973.
- [29] KATEKAWA, M.E.; SILVA, M.A. A review of drying models including shrinkage effects. **Drying Technology**. V.24, n.1. p.5-20, 2006.
- [30] KEEY, R. B. **Drying: principles and practice**. International Series of Monographs in Chemical Engineering, vol. 13. Oxford: Pergamon Press. 1972. 358p.
- [31] KEEY, R. B. **Introduction to industrial drying operations**. Oxford: Pergamon Press, 1978, 376 p.
- [32] KING, C.J. Raates of Moisture sorption and desorption in porous, dried foodstuffs. **Food Technology**, 22: 165-175, 1968.

- [33] KIRANOUDIS, C. T., MAROULIS, Z. B. E MARINOS-KOURIS, D., Drying Kinetics of Onion and Green Pepper, **Drying Technology**, 10 (4), p. 1097-1106, 1992a.
- [34] KIRANOUDIS, C. T., MAROULIS, Z. B. E MARINOS-KOURIS, D., Model Selection in Air Drying of Foods, **Drying Technology**, 11 (6) p. 1251-1270, 1992b.
- [35] LABUZA, T.P., SIMON, I.B. Surface tension effects during dehydration. Air drying of apple slices. **Journal of Food Technology**, Oxford, v. 24, n.6, p., 712-715, 1970.
- [36] LEWICKI, P. P., WITROWA-RAJCHERT, D. E NOWAK, D., Effect of Drying Mode on Drying Kinetics of Onion, **Drying Technology**, 16 (1 e 2) p. 59-81,1998.
- [37] LEWIS, W.K. The rate of drying of solids materials. **The Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, Washington, v.13, n.5, p.427-32, 1921.
- [38] LOPEZ, A., VIRSEDA, P. E ABRIL, J., Influence of Dry Matter Content and Drying Conditions on Effective Diffusion Coefficient of Onion, **Drying Technology**, 13 (8 e 9) p. 2181-2190, 1995.
- [39] LUIKOV, A.V. **Heat and Mass Transfer in Capillary-Porous Bodies**. Pergamon Press, 523p., 1966.
- [40] LUIKOV, A.V.; MIKHAYLOV, Y.A. **Theory of Energy and Mass Transfer**. Pergamon Press, 392p., 1965.
- [41] MAZZA, G. E LEMAGUER, M., Dehydration of Onion: Some Theoretical and Practical Considerations. **Journal of Food Technology**, 15 (2), p. 181-194,1980.
- [42] McMINN, W.A.M., MAGEE, T.R.A. Air drying kinetics of potato cylinders **Drying Technology**. v.14, n.9, p.2025-2040, 1996.
- [43] NONHEBEL, M.A., MOSS, A.A.H. **Drying of solids in the chemical industry**. London: Butterworth & Co., 1971, 301 p.
- [44] OLIVEIRA, R.A..de, OLIVEIRA, W.P. de, PARK, K.J. Determinação da difusividade efetiva de raiz de chicória. **Engenharia agrícola**, Jaboticabal/SP, v.26, n.1, p.181-189, jan./abr. 2006.
- [45] PARK, K.J. **Estudo Comparativo de Coeficiente de Difusão sem e com encolhimento**. Tese de Livre-Docência, Campinas, UNICAMP, 1987.
- [46] PARK. K.J. Diffusional model with and without shrinkage during salted fish muscle drying. **Drying Technology**, 16 (3-5), 889-905, 1998.

- [47] PARK, K.J.; ALONSO, L.F.T.; GODOI, L.F.G. Beans (*Phaseolus vulgaris* L.) characteristic drying curve. **Proceedings of the 10th International Drying Symposium (IDS'96)**, Kraków, Poland, p.1001-1008, 1996.
- [48] PARK, K.J.; ALONSO, L.F.T.; MURR, F.E.X.; SCAVRONI, C.M.S.; RODRIGUES, R.A. The drying parameters to obtain red dry ginger (dried sho-ga). In: **Proceedings of the 10th International Drying Symposium (IDS'96)**, Kraków, Poland. 30 July - 2 August, 1996. 1009-15.
- [49] PARK, K. J.; ANTONIO, G.C.; OLIVEIRA, R.A. de; PARK, K.J.B. Conceitos de processo e equipamentos de secagem. 121p. 2007. Disponível em: http://www.feagri.unicamp.br/ctea/manuais/concproceqsec_07.pdf. Acesso em: 09 de out. 2007.
- [50] PARK, K.J.; ARDITO, T.H.; ITO, A.P.; PARK, K.J.B.; OLIVEIRA, R.A. de, CHORATO, M. Effective diffusivity determination considering shrinkage by means of explicit finite difference method. **Drying Technology**, v25, n.7, p.1313-1319, (july) 2007.
- [51] PARK, K.J.; BIN, A.; BROD, F.P.R.. Drying of pear D'anjou with and without osmotic dehydration. **Journal of Food Engineering**, Oxford, v.56, n.1, p.97-103, 2003.
- [52] PARK, K.J.; BROD, F.P.R.; SILVA, J.E.A.R. Estudo comparativo de secagem de cebolinha (*allium* sp. cv. galega) utilizando secadores vertical e horizontal. **Ciência e tecnologia de Alimentos**, 16(2): 143-145, 1996 a.
- [53] PARK, K.J., BROD, F.P.R., DA SILVA, J.E.A.R. Grated coconut characteristic drying curve. In: **Proceedings of the 10th International Drying Symposium (IDS'96)**, Kraków, Poland. 30 July - 2 August, 1029-36, 1996 b.
- [54] PARK, Kil Jin; ITO, Ana Paula; LEITE, Juliana Tófano de Campos. Influência da granulometria, do diâmetro e do comprimento de amostras de grãos triturados de soja na determinação de coeficientes simultâneos de transferência. **Revista Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas-SP, v. 22, n. 2, p. 136-142, maio.-ago. 2002.
- [55] PARK, K.J.; LEITE, J.T. de C.. Avaliação do sistema de medida de coeficientes simultâneos de transferência de calor e massa para amostras de nabo e batata. **Engenharia Rural**, Piracicaba-SP, v. 11, n. 1, p. 1-17, jul. 2000.

- [56] PARK, K.J.; OLIVEIRA, R. A. de; BROD, F.P.R. Drying operational parameters influence on chicory roots drying and inulin extraction. **Trans IChemE, Part C, Food and Bioproducts Processing**, v.85, n.C3, p.184-192, sep. 2007.
- [57] PARK, K.J.; SANDRINI, D.; BROD, F.P.R. Avaliação dos parâmetros de secagem da melissa (*Melissa officinallis* L.). **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal-SP, v. 20, n.2, p. 179-187, mai. 2000.
- [58] PARK, K.J.; SHIKI, M.P.; MINAGAWA, F.K. Determination of Simultaneous Heat and Mass Transfer Coefficients for Food Products. In: **Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS'98)**, Halkidiki, Greece. 19-22 August, vol B., 1288-1294, 1998.
- [59] PARK, K.J.; TUBONI, C.T.; OLIVEIRA, R.A.de; PARK, K.J.B. Estudo da secagem de caqui giombo com encolhimento e sem encolhimento. **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, Campina Grande/PB, v.6, n.1, p.69-84, 2004.
- [60] PARK, K.J.; VOHNIKOVA, Z.; BROD, F.P.R. Evaluation of drying parameters and desorption isotherms of garden mint leaves (*Mentha crispata* L.). **Journal of Food Engineering**, Oxford, v.51, n.3, p.193-199, 2002.
- [61] PARK, Kil Jin; YADO, Maurício Kenze Moreno; BROD, Fernando Pedro Reis. Estudo de secagem de pêra bartlett (*pyrus sp.*) em fatias. **Revista Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas-SP, v. 21, n. 3, p. 288-292, set.-dez. 2001.
- [62] PHILIP, J.R. Water movement in soil. In: **Heat and mass transfer in the biosphere**. John Wiley & Sons. N.Y. p. 29-47, 1975.
- [63] PRADO, M.E.T., ALONSO, L.F.T., PARK, K.J. Estudo do encolhimento na secagem de tâmaras. In: **XXVII Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola**, Poços de Caldas/MG, vol. IV, 34-36, 03 a 07 de agosto, 1998.
- [64] PRADO, M.E.T., ALONSO, L.F.T., PARK, K.J. Shrinkage of dates (*phoenix dactylifera* l.) during drying. **Drying Technology**, 18 (1&2), 295-310, 2000.
- [65] SCHLÜNDER, E.U. **Le séchage. Cours présenté au CPCIA**, Paris, p.298, 1976.
- [66] SCHÖEBER, W.J.A.H. A short-cut method for the calculation of drying rates in case of a concentration dependent diffusion coefficient, **First International Symposium on Drying**, Science Press, p.453-459, 1980.
- [67] SHERWOOD, T.K. The Drying of Solids (I). **Industrial and Engineering Chemistry**, Washington, v.21, n.1, p.12-6, 1929 a.

- [68] SHERWOOD, T.K. The Drying of Solids (II). **Industrial and Engineering Chemistry**, Washington, v.21, n.10, p.976-80, 1929 b.
- [69] SIMAL, S.; GARAU, M.C.; FEMENIA, A.; ROSSELLÓ, C. A diffusional model with a moisture-dependent diffusion coefficient. **Drying Technology**. v.24, n.11, p. 1365 - 1372, 2006.
- [70] SIMAL, S., ROSSELLO, C., BERNA, A., MULET, A. Heat and mass transfer model for potato drying *Chemical Engineering Science*. V.49, n.22, p.3739-3744, 1994.
- [71] SCHLUNDER, E.U. Prediction of drying rates. In: **Heat exchanger design handbook**. Hemisphere Publishing Corporation. Sec.3.13.4. 1983.
- [72] SUZUKI, M. Prediction of critical moisture content. In: DRYING 80' 1980, Hemisphere Publishing Corporation, Washington. p. 116-127.
- [73] SUZUKI, M.; KUBOTA, K.; HASEGAWA, T; HOSAKA, H. Shrinkage in dehydration of root vegetables. **Journal of Food Science**, v.41, n.5, p.1189-1193, 1976.
- [74] SUZUKI, M.; KEEY, R.B.; MAEDA, S. On the characteristic drying curve. **AIChE Symposium Series**, v.73, n.1, p.47-56, 1977.
- [75] VACCAREZZA, L. M., LOMBARDI, J. L., CHIRIFE, J. Kinetics of moisture movement during air drying of sugar beet root. *J. Food Technol.*, 9, p.317-327, 1974.
- [76] VAN BRACKEL, J. Mass Transfer in Convective Drying. In: **Advances in Drying**, p.217-267, Mujumdar A.S. Washington, Hemisphere Publishing Corporation, 1980.
- [77] VAN ARSDEL, W.B. Approximate diffusion calculations for the falling rate phase of drying. **Transaction American Institute Chemical Engineers**. V. 43, n.1, p.13-24, 1947.
- [78] VAN MEEL, D.A. Adiabatic Convection Batch Drying with Recirculation of Air, **Chem. Eng. Sci.**, 9, p.36-44, 1957.
- [79] WELTY, J.R.; WICKS, C.E.; WILSON, R.E. **Fundamentals of momentum, heat and mass transfer**. 2nd Ed. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1984. 803p.
- [80] WHITAKER, S. Simultaneous heat, mass and momentum transfer in porous media: A theory of drying. In: **Advances in heat transfer**. 13, p. 119-203, 1977.
- [81] WHITAKER, S. Heat and mass transfer in granular porous media. In: **Advances in Drying**. p. 23-61, 1980.

[82] WHITAKER, T.; BARRE, H.J.; HAMDY, M.Y. Theoretical and experimental studies of diffusion in spherical bodies with a variable diffusion coefficient. **Transaction of the ASAE**. p.668-672, 1969.

[83] ZOGZAS N. P., MAROULIS, Z. B. E MARINOS-KOURIS D., Moisture Diffusivity Methods of Experimental Determination *A Review*, **Drying Technology**, 12 (3) pp. 483-515, 1994.

NOMENCLATURAS

| | | |
|------------------------|--|-----------------------|
| α | Difusividade térmica | m^2/s |
| δ | Passo difusional | m |
| γ | Geração de calor | $^{\circ}C/s$ |
| φ | Definida na equação 2 | |
| λ | Calor latente de vaporização | kJ/kg |
| θ_c | Tempo de secagem em período constante | s |
| θ_d | Tempo de secagem em período decrescente | s |
| ρ ou $\rho_{A,B}$ | Densidade | kg/m^3 |
| σ | Definida na equação 2 | |
| A | Área | m^2 |
| a, b, c | Constantes da equação | adimensional |
| $c_{A,B}$ | Concentração molar | $Moles/m^3$ |
| C | Calor específico | $kJ/kg^{\circ}C$ |
| D_{AB} | Difusividade de A em B | m^2/s |
| H | Umidade absoluta | $kg_w/kg_{gar\ seco}$ |
| h_c | Coeficiente convectivo de transferência de calor | $W/m^2^{\circ}C$ |
| K_H | coeficiente convectivo de transferência de massa em termos de umidade relativa | g/sm^2 |
| K_m | Coeficiente convectivo de transferência de massa | $kg_w/m^2\ s$ |
| K_p | coeficiente convectivo de transferência de massa em | $g/sm^2\ bar$ |

termos de pressão

| | | |
|-----------------------------------|---|---|
| K | Condutividade térmica | W/m K |
| L | Comprimento característico | m |
| M _s | Massa seca do material | kg _{ms} |
| N _{A,B} | Fluxo molar | Moles/ m ² s |
| n _{A,B} | Fluxo mássica | kg/m ² s |
| n _s | Taxa relativa | adimensional |
| Nu | Número de Nusselt | adimensional |
| P | Pressão | Bar |
| PM | Peso molecular | g/gmol |
| Pr | Número de Prandtl | adimensional |
| P | Pressão | bar |
| R | Constante universal dos gases | J/(gmol)K, ou, m ³ bar/(gmol) K |
| R _{A,B} | Geração molar | Moles/ m ³ s |
| R _c | Taxa constante de secagem | kg _w /m ² s |
| R _d | Taxa decrescente de secagem | kg _w /m ² s |
| Re | Número de Reynolds | adimensional |
| r _{A,B} | Geração mássica | kg/m ³ s |
| T | Temperatura | °C or K |
| T | Tempo | s |
| V | Velocidade | m/s |
| V _a | Velocidade do ar | Unidade definida pela equação empírica |
| X | Umidade (teor de água) do material base seca | kg _w /kg _{ms} |
| \bar{X} | Umidade (teor de água) média do material em base seca | kg _w /kg _{ms} |
| X _c ou X _{tr} | Conteúdo de umidade (teor de água) de transição ou | kg _w /kg _{ms} |

crítico

| | | |
|-----------|--|------------------------------|
| X_e | Conteúdo de umidade (teor de água) no equilíbrio | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_o | Conteúdo de umidade (teor de água) inicial do material | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| Y | Adimensional de umidade (teor de água) | adimensional |
| \bar{Y} | Adimensional de umidade (teor de água) | adimensional |
| Y | Fração molar | mol/mol |
| W | Fração mássica | kg/kg |

CAPÍTULO 4 – SELEÇÃO DE SECADORES

SELEÇÃO DE SECADORES: FLUXOGRAMA

RESUMO

Um dos maiores problemas envolvidos na seleção de secadores é a grande variedade de equipamentos e processos na secagem para se obter um produto da qualidade requerida. Muitos métodos são apresentados na literatura, desde aqueles baseados nos conceitos fenomenológicos àqueles baseados nos aspectos de custo. Como consequência, os critérios para se classificar os secadores também são muitos. Apresentamos aqui os conceitos sobre a classificação e tipo de secadores, questionamentos, algoritmos e fluxogramas para seleção e dimensionamento de secadores. Finalmente, um software desenvolvido em JAVA que implementa dois sistemas especialistas distintos, um que realiza a seleção de secador qualitativamente e outro que o faz quantitativamente, é apresentado.

Palavras-chave: classificação, tipo, algoritmo, fluxograma, software, JAVA.

DRYER SELECTION: FLOWSHEET

SUMMARY

One of the biggest problem involved on selection of dryers is the great variety of drying's equipment and process to obtain product with required quality. Many methods are presented on literature, those based on phenomenological concepts or those based on cost aspects. As consequence the criteria to classify dryer are also many. The concepts of classification and type of dryers, questions, algorithms and flowsheets to select and design dryers are presented. Finally, a JAVA based software that implements two distinct specialist systems – one that chooses dryers based on qualitative methods and the other that does the same with quantitative methods – is presented.

Keywords: classification, type, algorithm, flowsheet, software, JAVA.

INTRODUÇÃO

Devido à grande variedade de tipos de produtos que devem ser secos por diferentes métodos, existe também uma ampla variedade de projeto de secadores. Os critérios para se classificar os secadores são muitos (PARK et al., 2007).

Kemp e Bahu (1995) bem como Lapple, Clark e Dybdal (1955) indicam que a amplitude de aplicação de alguns secadores é grande e, portanto, a escolha do modelo mais adequado pode ser subjetiva, baseada no bom senso e experiência do engenheiro. Van't Land (1984 e 1991) inicia a seleção dos secadores com base nas informações sobre o produto a ser processado e volume de processamento. Kemp e Bahu (1995) desenvolvem a seleção dos secadores atribuindo pontuações à diferentes características dos equipamentos e encerram selecionando os mais aptos à tarefa. Baker e Labadibi (1998) aplicam os princípios de lógica difusa no desenvolvimento da seleção. Matasov, Menshutina e Kudra (1998) apresentam um sistema especialista para a escolha de secadores.

CLASSIFICAÇÃO DE SECADORES

Segundo Strumillo e Kudra (1986) os secadores podem ser divididos conforme apresentado na (Tabela 1):

Além deste critério, devem-se considerar também o método de aquecimento do agente de secagem, a forma física da alimentação, se o produto seco é requerido em uma forma especial, se o material é tóxico ou termolábil, etc. Os mesmos autores também afirmam que usualmente os tipos de secadores podem ser divididos, basicamente, segundo o regime hidrodinâmico e o fluxo de material.

Keey (1978) divide os secadores segundo o meio de transporte do material (Tabela 2):

Nonhebel e Moss (1971) também classificam os secadores segundo o método de operação (Figura 1), a forma física da alimentação (Figura 2), a escala da operação (Figura 3) e projetos especiais (Figura 4):

Tabela 1: Critérios para a classificação de secadores.

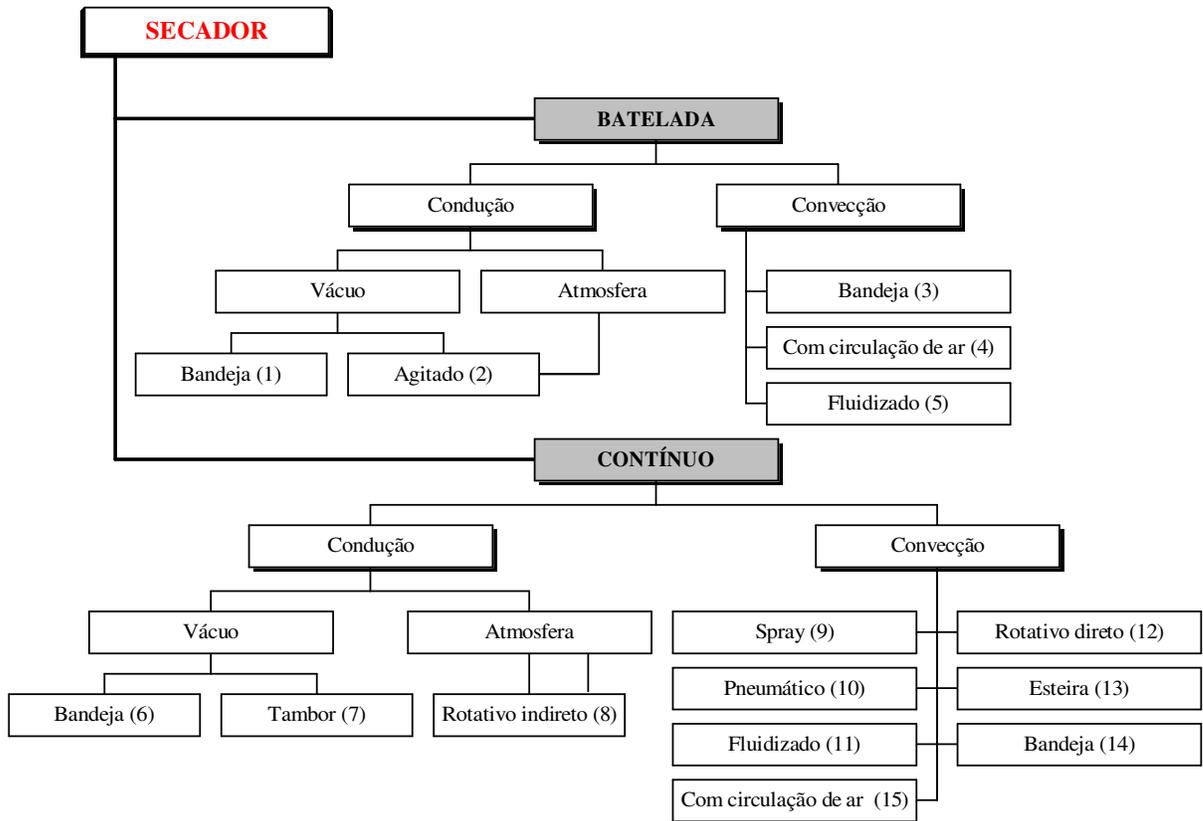
| Critério para a classificação | Exemplo do tipo do secador |
|--|---|
| Pressão no secador | Atmosférica ou vácuo |
| Método de operação | Contínua ou em batelada |
| Método de suprir o calor | Convecção, contato, infravermelho, dielétrico e sublimação. |
| Tipo do agente de secagem | Ar quente, vapor superaquecido, líquidos aquecidos e gases rejeitados. |
| Direção do fluxo de calor e sólidos | Co-corrente, contracorrente e fluxo cruzado. |
| Método do fluxo do agente de secagem | Livre ou forçado |
| Método do carregamento da umidade | Com agente externo de secagem, com gás inerte, com absorção química da umidade. |
| Forma do material úmido | Líquidos, granulares, pós, pastas, folhas, camadas finas, lama. |
| Tipo do fluxo do material (condição hidrodinâmica) | Regime estacionário, transiente ou disperso. |
| Escala de operação | De 10 kg/h até 100 ton/h |
| Construção do secador | Bandejas, túnel, esteira, tambor, rotatório, leito fluidizado e muitos outros. |

Fonte: STRUMILLO e KUDRA (1986)

Tabela 2: Classificação de secadores conforme métodos de transporte na secagem.

| Método | Secador típico | Material típico |
|------------------------------------|---------------------------------|--|
| Material estático | Secador de bandeja | Grande variedade de materiais |
| Material que cai por gravidade | Secador rotativo | Grânulos em queda livre |
| Material carregado em lâminas | Secador de rosca transportadora | Materiais úmidos, pastas |
| Material transportado em carrinhos | Secador túnel | Grande variedade de materiais |
| Material carregado sobre rolos | Secadores de cilindro aquecido | Teias finas, folhas e placas |
| Material carregado em esteiras | Secador de esteira | Grande variedade de materiais rígidos |
| Material vibrado em esteiras | Secador de esteira vibratória | Grânulos em queda livre |
| Material suspenso no ar | Secador de leito fluidizado | Grânulos |
| Material atirado através do ar | Spray Dryer | Soluções, materiais viscosos e pastas finas. |

Fonte: KEEY (1978)

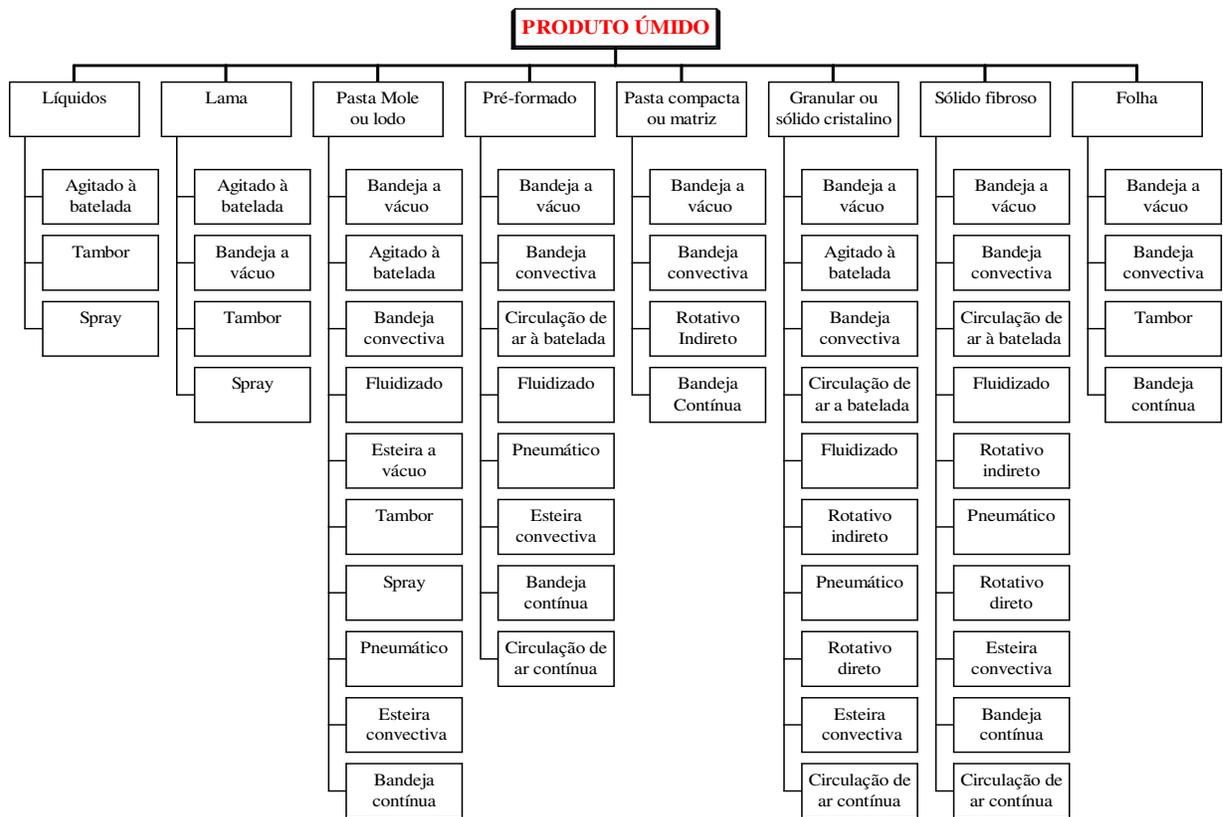


Fonte: NONHEBEL e MOSS (1971)

Figura 1 - Classificação dos secadores baseada no método de operação.

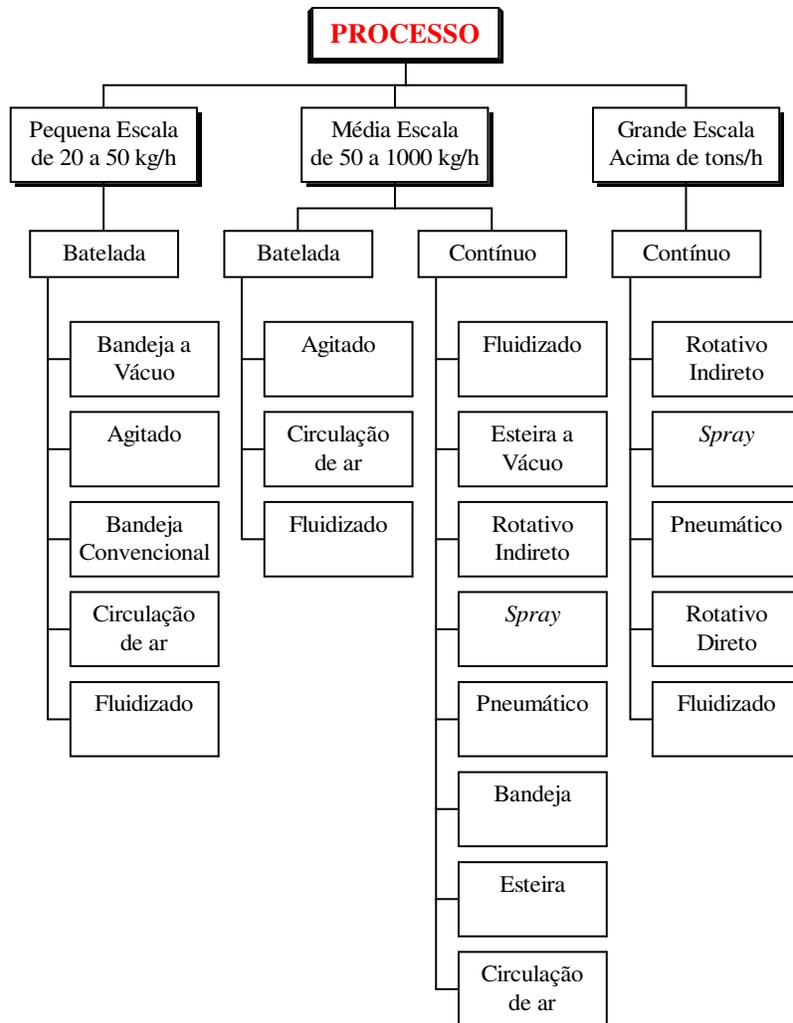
A seguir estão discriminados os materiais específicos para cada secador da classificação anterior:

1. Pastas, pré-moldados, dura, granulares, fibrosos e folhas;
2. Líquidos, lama, pastas e granulares;
3. Pastas, pré-moldado, duro, granulares, fibrosos e folhas;
4. Pré-moldado, granulares e fibrosos;
5. Pré-moldado, granulares e fibrosos;
6. Lama e pastas;
7. Líquidos, lama, pastas e folhas;
8. Duro, granulares e fibrosos;
9. Líquidos, lama e pastas;
10. Pastas, pré-moldado, dura, granulares e fibrosos;
11. Pastas, pré-moldado, dura, granulares e fibrosos;
12. Granulares e fibrosos;
13. Pastas, pré-moldado, dura e folhas;
14. Pastas, pré-moldado, dura, granulares, fibrosos e folhas;
15. Pré-moldado, granulares e fibrosos.



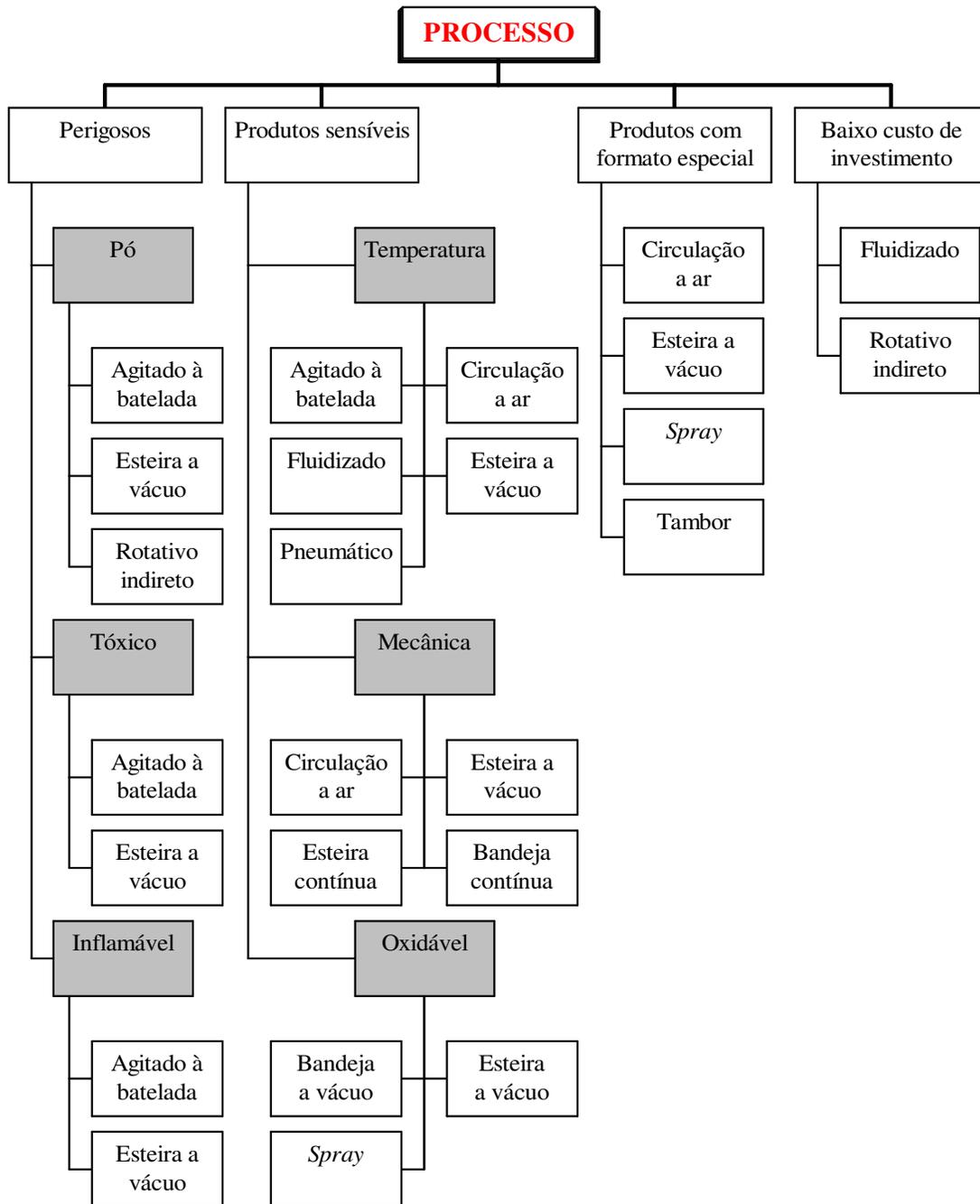
Fonte: NONHEBEL e MOSS (1971)

Figura 2 - Classificação dos secadores baseada na forma física da alimentação.



Fonte: NONHEBEL e MOSS (1971)

Figura 3 - Classificação dos secadores baseada na escala de produção.



Fonte: NONHEBEL e MOSS (1971)

Figura 4 - Classificação dos secadores baseada em projetos especiais.

Secadores com regime hidrodinâmico não ativo

Os principais tipos de secadores baseados no regime hidrodinâmico são classificados como: Secadores com leito estacionário (nos quais o material pode ser considerado como estacionário enquanto o calor é fornecido e a água é removida); secadores com leito móvel (nos quais o leito de partículas se move devido à gravidade e/ou forças mecânicas); secadores com leito de queda livre (nos quais o leito ou as partículas individuais caem através do ar relativamente parado, devido a forças gravitacionais);

Secadores com regime hidrodinâmico ativo

Secadores com regime hidrodinâmico ativo, nos quais a agitação do leito ou das partículas é causada por uma força hidrodinâmica exercida sobre as partículas por uma corrente de ar com uma velocidade apropriada. São Secadores com leito fluidizado (nos quais a interação entre material a ser seco e a corrente de ar cria um leito fluidizado típico ou um leito de fluidização rápida: partículas secas são removidas pela corrente de ar devido à sua baixa densidade); secadores com leito agitado (nos quais o material a ser seco é agitado mecanicamente no leito do secador através da rotação ou vibração do leito do secador ou através de um agitador propriamente dito); secadores com leito escoante (onde as partículas do material que está sendo seco fluem juntamente com a corrente de ar).

Tipos de secadores de grãos

Secadores de camada estática (leito fixo)

Os secadores de leito estático são equipamentos onde certa quantidade de grãos é colocada num silo ou em secadores de coluna. Brooker, Bakker-Arkema e Hall (1974) para o sistema de silo cheio, apontam como vantagens: a colheita pode ser feita a qualquer ritmo; operação relativamente simples; manuseio mínimo dos grãos; alta eficiência energética; não ocorrência de secagem excessiva e baixo índice de quebra de grãos durante a secagem com baixas temperaturas. Descrevem como desvantagens: a impossibilidade do uso de grãos com alto teor de umidade e um período longo de operação.

Uma variação no processo deste tipo de secador consiste em efetuar a secagem por carga e com programação de carregamento, onde certa quantidade de grãos já secos é transferida para o silo armazenador.

Secadores contínuos

Os secadores de fluxo contínuo se subdividem em vários grupos, de acordo com o modo de escoamento: secadores de fluxo concorrente, secadores de fluxo contracorrente, secadores de fluxo cruzado, secadores em cascata ou de fluxo misto e secadores com promotores de mistura.

Em secadores de fluxo concorrente, ar e grãos fluem na mesma direção ao longo do secador. Segundo Walker e Bakker-Arkema (1978) os secadores de fluxo concorrente parecem ter as melhores condições para realizar a secagem com altas temperaturas, sem causar danos aos grãos.

Bakker-Arkema, Fontana e Schisler (1983) realizaram testes simulados e experimentais de secagem de arroz, em um secador de fluxo concorrente de 2 e 3 estágios, com temperatura de secagem de 82°C a 176°C, e obtiveram a remoção de 6 % de umidade em cada passagem. A energia consumida foi de 3,5 a 3,6 MJ/kg vapor e os grãos passaram por um período de repouso no próprio secador a uma temperatura entre 40,5°C e 43,3°C.

Em secadores de fluxo contracorrente, ar e grãos fluem em sentido contrário ao longo do secador. Segundo Nellist (1982) em um fluxo contracorrente, operando em equilíbrio, os grãos deixariam o secador à mesma temperatura do ar de entrada. A sua aplicação é limitada pela sensibilidade dos grãos a altas temperaturas. Assim, na indústria, o fluxo contracorrente é utilizado como resfriador ao invés de secador.

Os secadores de fluxo cruzado caracterizam-se pela passagem do ar perpendicularmente a uma camada de grãos, os quais se movem entre chapas perfuradas. Os secadores de fluxo cruzado são mais populares pela simplicidade de construção e baixo custo (STEVENS e THOMPSON, 1976). Sua maior desvantagem é a falta de uniformidade no processo de secagem.

Morey e Cloud (1973) efetuaram simulações de secagem neste tipo de secador utilizando uma temperatura de 115,5°C, e um fluxo de ar de 15,2 m³/min m². Os mesmos autores recomendam o uso de leitos de 20 a 40 cm de espessura, dependendo da posição das colunas do secador.

Um secador em cascata ou de fluxo misto é constituído de uma série de calhas invertidas em forma de V, dispostas em linhas alternadas dentro do corpo do secador. Os grãos movem-se sobre as calhas invertidas para baixo sob a ação da gravidade. O ar de secagem entra em uma linha de calhas e sai em outras imediatamente adjacentes. Apesar de ser o

secador do tipo contínuo mais utilizado no Brasil, a sua principal desvantagem é o custo inicial alto.

A Kepler Weber Indústria S.A. apresenta 5 modelos de secadores em cascata com capacidades entre 10 e 100 toneladas de grãos (soja) por hora, e com consumos energéticos estimados variando de 185 a 1850 kg de lenha/h.

Godoi (1996) trabalhando com um secador munido de promotores estacionários anulares de turbulência, estudou o comportamento hidrodinâmico, transferências de calor e de massa e comparou eficiência energética com os secadores existentes.

SELEÇÃO E DIMENSIONAMENTO

Com base nos algoritmos propostos pelos diversos autores, a seleção e o dimensionamento de secadores exigirão a coleta de informações sobre os equipamentos disponíveis. Van't Land (1991) e Kemp e Bahu (1995) assinalam que tais informações podem ser obtidas na literatura, junto ao fornecedor, pela experiência do engenheiro ou através de estudos em escala laboratorial.

A seguir apresentamos os roteiros propostos pelos autores, incluindo os questionamentos, para o dimensionamento.

LAPPLE, CLARK, DYBDAL (1955)

Lapple, Clark e Dybdal (1955) apresentam seguinte roteiro em forma de perguntas:

Questionário

1. Informações gerais para o cálculo de balanços de massa e calor.
 - a) Fluxo de material a ser manipulado pelo secador.
 - b) Umidade inicial e final do produto.
 - c) Propriedades físicas e térmicas das fases sólidas, líquidas e gasosas.
2. Fluxo evaporativo desejado (kg_w/h).
3. Sensibilidade do material à temperatura.
4. Sensibilidade do material aos gases de combustão.
5. Tipo de umidade associada ao material (superficial, interna ou combinada).
6. Características gerais do material, como:
 - a) Dimensões da partícula.

- b) Corrosividade.
 - c) Adesividade.
 - d) Abrasividade.
7. Avaliação das fontes de calor, combustível e energia elétrica.
- Das informações obtidas, ainda que de forma qualitativa, devemos ser capazes de responder às próximas questões:
1. Limites de temperatura; qual é a máxima temperatura que pode ser aceita no meio de aquecimento mantendo-se dentro das limitações do material?
 2. Limitações do comportamento do material:
 - a) O material úmido é de difícil manuseio?
 - b) Algum estado do material deve ser evitado para prevenir perda de material em pó?
 - c) A taxa de secagem será limitada pela difusão interna?
 3. Limitações construtivas:
 - a) Algum material específico é necessário para as faces em contato com o material?
 - b) O aquecimento indireto é necessário para impedir a contaminação do material pelos gases da queima?
 - c) Há alguma outra circunstância especial esperada?

NONHEBEL E MOSS (1971)

Nonhebel e Moss (1971) desenvolvem o mais extenso e detalhado roteiro. Os erros que devem ser evitados no dimensionamento do secador, baseado na experiência são:

- Queima do produto por superaquecimento;
- Impossibilidade de alcançar a produtividade planejada;
- Dificuldades na alimentação do material no secador ou mesmo remoção do produto do mesmo;
- Retenção do material no interior do secador; isto pode reduzir a produtividade e degradar produtos susceptíveis ao calor;
- Difícil acesso para limpeza, especialmente em plantas de batelada multi-produto;
- Condições de trabalho ruins para o operador;
- Baixa eficiência térmica;

- Manutenção excessiva das partes mecânicas;
- Sub dimensionamento dos acessórios.
-

Questionário

1. Quantidades.
 - a) Produtividade em termos da massa seca. (ex.: $\text{kg}_{\text{ms}} / \text{h}$)
 - b) Total de líquido a ser removido. (ex.: $\text{kg}_{\text{w}} / \text{h}$)
 - c) Fonte de matéria-prima. Se o processo anterior à secagem dá-se em batelada ou em processo contínuo. Se em batelada, estabelecer as quantidades de cada batelada e a frequência de reposição.
2. Propriedades físicas da matéria-prima.
 - a) Fonte de matéria-prima.
 - b) Estágios de dessorção anteriores.
 - c) Capacidade de armazenamento de matéria-prima.
 - d) Método para alimentação do secador.
 - e) Dimensão aproximada da partícula.
 - f) Características físicas como a facilidade de manipulação. Em caso de pastas indicar a possibilidade de serem pré-formadas.
 - g) Abrasividade do material seco e da matéria-prima.
3. Propriedades químicas da matéria-prima.
 - e) Toxicidade do material líquido ou sólido.
 - f) Problemas de odor no material líquido ou sólido.
 - g) Sensibilidade do material aos gases de combustão.
 - h) Possibilidade de explosão.
 - i) Limites de temperatura e o tempo de exposição.
 - j) Quais as possíveis mudanças de fases e a que temperatura/pressão ocorrem.
 - k) Qual a corrosividade do material.
 - l) Quais os materiais mais apropriados para a construção do secador que tolerem a corrosão.
4. Especificações do produto seco.
 - a) Umidade desejada no produto final.

- b) Métodos de detecção do solvente.
 - c) Será necessário remover odor do solvente no produto final?
 - d) Dimensões da partícula.
 - e) Máximo percentual de impurezas aceito no produto final.
5. Propriedades do produto seco.
- a) Desvantagens na formação de partículas menores.
 - b) Propriedades de fluxo da matéria recentemente seca e da matéria fria.
 - c) Temperatura a que o material deve ser resfriado para ser conservado evitando a aglomeração.
6. Dados de secagem disponíveis.
- a) Detalhamento dos testes laboratoriais.
 - b) Detalhamento dos testes em planta piloto.
 - c) Detalhamento da performance de materiais semelhantes em escala real.
 - d) Facilidade de pré-formação da matéria-prima ou mistura dos subprodutos de secagem para a formação de grãos.
7. Recuperação de solventes.
8. Perdas.
- a) Seu impacto no custo de produção na planta.
 - b) A perda de pó para a atmosfera é só inoportuna ou consiste em risco?
9. Local de operação.
- a) Disponibilidade de fontes de calor (gás, óleo e outros combustíveis).
 - b) Detalhes do fornecimento de energia elétrica.
 - c) Necessidades da purificação do ar de secagem e resfriamento.
 - d) Necessidade de remoção do odor dos gases liberados para a atmosfera.
 - e) Necessidade de reduzir a vibração e o barulho.
 - f) Restrições de espaço.
 - g) Facilidades para a supervisão do processo e manutenção.
 - h) Disponibilidade de equipamentos para controle e manutenção.

Seleção preliminar de secadores segundo a forma de alimentação:

▪ Líquidos (incluindo soluções coloidais e emulsões) – Há uma grande dificuldade em manipular esta classe de produtos, e a escolha dos equipamentos, em geral, estará restrita aos seguintes:

a) Spray-Dryers.

Obs.: O produto de um spray-dryer terá propriedades físicas distintas dos produtos de outro secadores. Algumas vezes estas propriedades podem ser desejáveis.

b) Secadores de Tambor (atmosférico ou a vácuo).

c) Secador em bandeja agitada a vácuo.

Outras considerações podem influenciar a escolha de um destes secadores:

→ a necessidade de minimizar as perdas de produto;

→ a necessidade de recuperação de solvente ou de uma atmosfera inerte, situação em que o secador de bandeja agitada a vácuo pode ser preferido;

→ a sensibilidade do material à temperatura: neste caso a escolha pode ficar entre o secador em bandeja agitada a vácuo com um longo tempo de residência, um secador contínuo de esteira perfurada com circulação de ar cruzado com temperatura e tempo de residência moderados, um tambor com temperatura ligeiramente alta mas com um tempo de contato pequeno ou um spray-dryer com alta temperatura e um tempo de contato extremamente curto.

▪ Suspensões finas e lamas – As considerações para esta matéria-prima, bem como a lista de secadores possíveis, encaixam-se perfeitamente com as de líquidos. Entretanto, há uma chance menor de obter um produto uniforme em um spray-dryer.

▪ Pastas e lodosos – Nesta classe as dimensões do sólido apresentam uma grande variação e a preocupação com a formação de pó aumenta. A escolha entre secadores em batelada e contínuo não é específica pois as dificuldades do processo contínuo em geral competem com as desvantagens do processamento em batelada.

→ Em batelada:

a) Em bandejas (atmosférico ou a vácuo).

b) Em bandejas com agitação (atmosférico ou a vácuo).

c) Rotativo (atmosférico ou a vácuo).

A operação a vácuo está restrita a situações em que seja necessária a recuperação de solvente, atender a limitações de temperatura e diminuir riscos.

→ Contínuo:

- a) Spray – quando a pasta tiver de ser atomizada; o que pode incorrer em um trabalho experimental considerável.
- b) Leito fluidizado – quando houver problemas na dispersão do material.
- c) Em esteira perfurada com circulação de ar cruzado – este secador exigirá a pré-formagem na alimentação, principalmente se for necessário evitar a formação de pó.
- d) Pneumático (Flash) – deve-se misturar parte do produto seco à matéria úmida para facilitar a dispersão na entrada do secador.
- e) Rotativo direto ou indireto contínuo – deve-se misturar parte do produto seco à matéria úmida para facilitar a dispersão na entrada do secador.

Em geral este tipo de produto contém partículas finas e deve-se preferir o rotativo indireto.

- Filmes – As considerações para esta matéria-prima, bem como a lista de secadores possíveis, encaixam-se perfeitamente com as de pastas e lodosos, exceto pela inclusão do secador vertical com bandejas rotativas, particularmente útil quando a redução de cristais é desejada.
- Granulares, sólidos cristalinos e pré-formados pequenos – Partículas de até 300 μ m devem ser consideradas como filmes. Para partículas acima de 300 μ m o uso de um secador rotativo direto é recomendado. Outro candidato é o secador contínuo de esteira perfurada com circulação de ar cruzado ou com tela vibrátil, preferencialmente para partículas maiores que 1 mm e pré-formados pequenos.
- Sólidos fibrosos – Estes materiais retêm uma grande quantidade de água, mas secam com relativa facilidade. Mesmo quando reduzidos ou floculados são de difícil ou impossível fluidização. Estes materiais, em geral, são muito sensíveis à temperatura. Testes de secagem a diferentes temperaturas deverão determinar sua sensibilidade. Afora esta observação, os sólidos fibrosos seguem as mesmas considerações de filmes, materiais granulares, sólidos cristalinos e pré-formados pequenos.
- Outros materiais não contemplados, provavelmente se enquadram nas situações a seguir:

- Secadores de pequena escala – Sob estas condições a maioria dos materiais podem ser secos em secadores de bandeja sob condições atmosféricas ou a vácuo.
- Secador - liofilizador – É um processo dispendioso e deve ser considerado somente para produtos que não suportem altas temperaturas e que tenham alto valor agregado.
- Secagem de sólidos de grandes dimensões e formas especiais – Materiais como cerâmicas são secos lentamente em estufas, altos fornos e câmaras aquecidas.

VAN'T LAND (1991)

Van't Land (1991) apresenta dois procedimentos para a seleção, um para processos em batelada e outro para processos contínuos. Para capacidades produtivas superiores a 100kg/h freqüentemente é usado um secador contínuo, mas a escolha entre o processo contínuo e batelada deve levar em conta os equipamentos utilizados nas operações que precedem e que se seguem à etapa de secagem.

Questionário 3

Informações Gerais

- a) Capacidade de produção (kg/h).
 - b) Umidade inicial do material.
 - c) Dimensão da partícula.
 - d) Curva de secagem.
 - e) Temperatura máxima suportada pelo produto.
 - f) Informações sobre risco de explosão (vapor/ar e pó/ar).
 - g) Propriedades toxicológicas.
 - h) Experiência adquirida.
 - i) Isotermas de sorção.
 - j) Contaminação pelo gás da queima.
 - k) Aspectos de corrosão.
 - l) Dados físicos relevantes sobre os materiais.
1. Critérios sobre o produto seco.
 - a) Conteúdo de umidade.
 - b) Dimensões da partícula.

- c) Densidade aparente.
- d) Rigidez.
- e) Quantidade de pó.
- f) Características do fluxo.
- g) Cor.
- h) Odor.
- i) Sabor.
- j) Aparência.
- k) Dispersão.
- l) Comportamento de readsorção e adsorção.
- m) Tendência à aglomeração.
- n) Segregação do produto.

Com estes dados dos questionários aplicados aos fluxogramas em batelada (Figura 5) ou contínuo (Figura 6), Van't Land (1991) desenvolve a seleção:

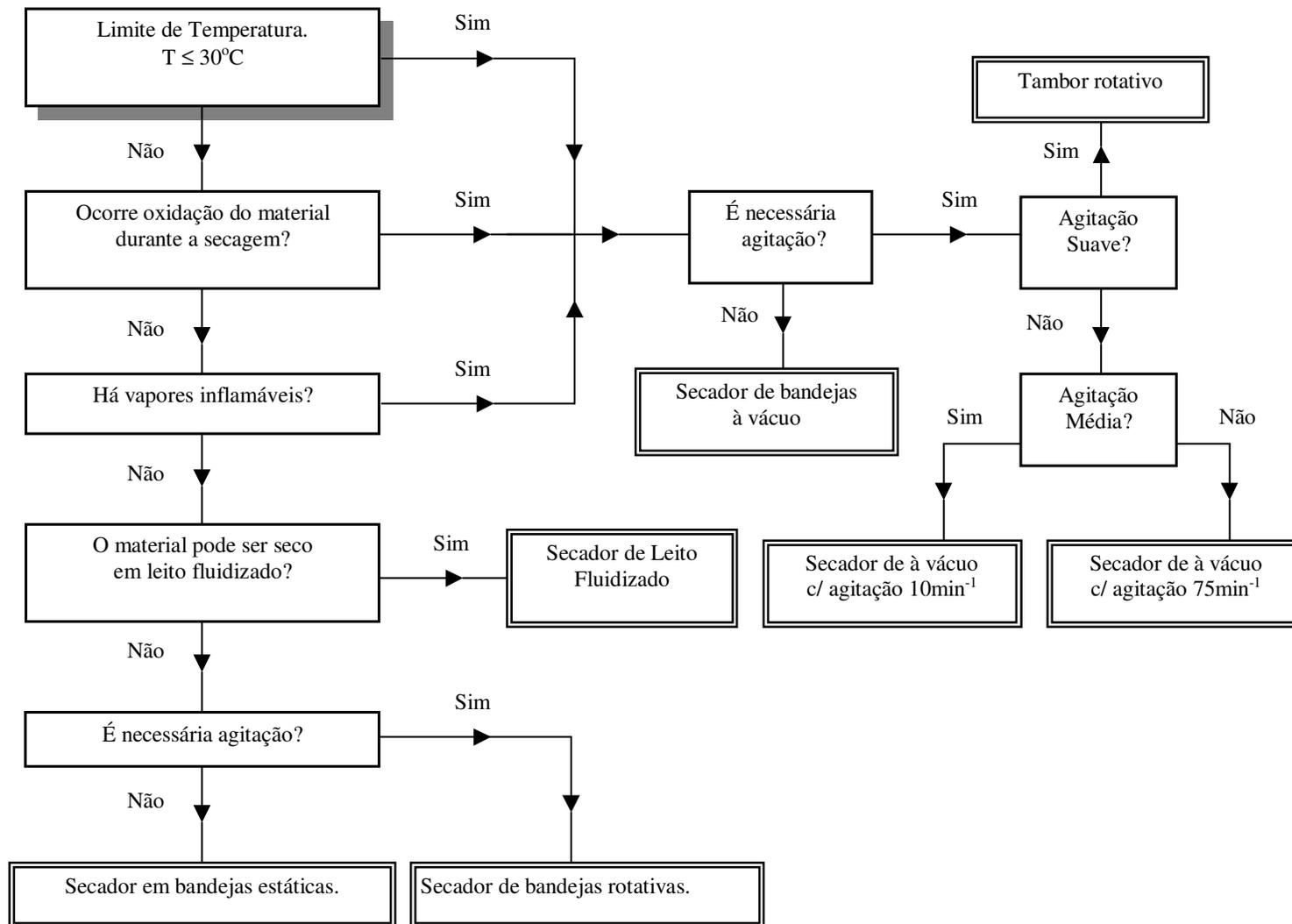


Figura 5 - Algoritmo de Van't Land (1991) para a seleção de secadores em batelada.

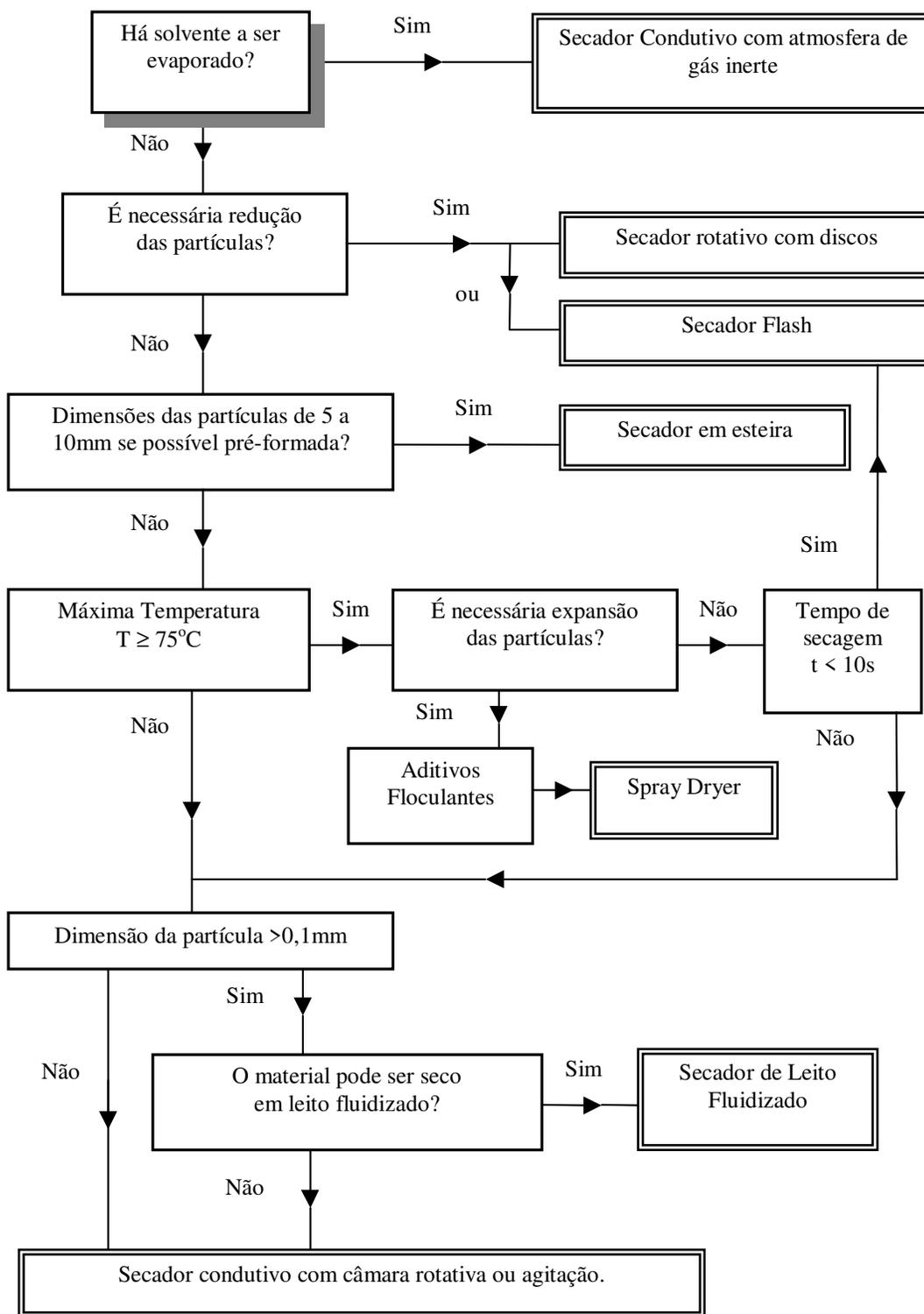


Figura 6 - Algoritmo de Van't Land (1991) para a seleção de secadores contínuos.

Para complementar a seleção do secador, Van't Land (1991) analisa em detalhes cada opção de equipamento:

1. Em batelada.

a) Secadores a vácuo – Se a temperatura máxima do produto deve ser menor ou igual a 30°C, é recomendável a escolha de um secador a vácuo. O secador em bandejas é o mais simples, porém o produto possivelmente terá de ser quebrado para diminuir a aglomeração.

Se o produto oxida durante a secagem, o uso de vácuo ou atmosfera inerte deve ser considerado, ou se o solvente removido é tóxico e o equipamento tem de ser hermeticamente fechado, o secador a vácuo é a melhor opção.

b) Secadores de Leito Fluidizado – Se a dimensão média da partícula é de 0,1mm ou maior a secagem em leito fluidizado deve ser considerada. Gás inerte pode ser usado se houver risco de explosão.

2. Contínuo – Se é necessário recuperar o solvente evaporado, o processo contínuo não é recomendado. Isto por que o solvente tem de ser condensado e o fluxo de gás, no processo contínuo, é grande e o equipamento para a recuperação do solvente será muito caro.

a) Secadores com discos – Se é necessário reduzir a dimensão da partícula, a redução e a secagem podem ser combinadas com vantagem. A pulverização ajuda a secagem ao expor a umidade interna. Este tipo de secagem é usado nos casos em que o pequeno diâmetro das partículas é de grande importância para a aplicação final.

b) Secagem em esteiras – É preferida quando as partículas são grandes (5 a 10mm). As partículas devem estar distribuídas alternadamente e ser movidas lentamente (5mm/s) sobre uma esteira perfurada. A esteira conduz o produto à câmara de secagem onde um gás aquecido cruza transversalmente a esteira. Este tipo de secagem é preferido quando a partícula não pode ser suspensa sobre o leito. O secador deve ter um tempo de residência mínimo (cerca de 15 min) para que a umidade ligada possa difundir pelo produto.

c) Spray-Dryer – Pode ser usado quando se deseja converter um material fino (cerca de 15µm) para um mais espesso (cerca de 150µm).

O produto filtrado é reumidificado para formar uma pasta, aditivos são acrescentados e a mistura é alimentada no secador, onde o líquido será removido. Para este tipo de

equipamento a temperatura mínima de gás de entrada é 200°C e a temperatura de saída do produto em geral supera 75°C.

- d) Secador Flash (pneumático) – É um dos mais usados na indústria. Neste caso a secagem deve ser rápida (menos de 10s), a remoção da água ligada é difícil. Uma vantagem é poder combiná-lo ao transporte pneumático.
- e) Secadores de Leito Fluidizado – O uso do leito fluidizado é possível se a partícula é maior que 0,1mm. O uso do leito fluidizado implica o uso de grande potência nos ventiladores. Estes equipamentos permitem o uso de altas temperaturas (500 a 600°C). Alguns materiais podem requerer vibração para prevenir a aglomeração, neste caso, o equipamento não suportará temperaturas superiores a 300°C.
- f) Secadores combinados – Trabalhos que não podem ser realizados em leitos fluidizados ou em secadores pneumáticos, em geral, podem ser realizados em secadores condutivos (como o secador de tambor) ou convectivos (como o secador rotativo). Há casos em que a combinação do efeito condutivo e convectivo é possível.

Secando líquidos, pastas e lodosos:

- Spray-Dryers – Podem ser escolhidos se o isolamento de um sólido pelos métodos convencionais de cristalização e separação sólido/líquido forem impossíveis ou muito complicados. Tipicamente o tamanho das partículas fica entre 50 e 200µm. O tempo de residência curto é uma vantagem para a secagem de materiais sensíveis ao calor.
- Secadores em tambor – Como para os spray-dryers, o tambor é recomendado se o isolamento de um sólido pelos métodos convencionais de cristalização e separação sólido/líquido forem impossíveis ou muito complicados. Pode ser combinado com vácuo para produtos sensíveis ao calor.
- Secadores em bandejas rotativas ou a vácuo com agitação – Devem ser considerados para a secagem em batelada de líquidos, pastas e lodosos

Ao final dos procedimentos de escolha do equipamento, Van't Land (1991) apresenta três exemplos de seleção de secadores:

1. No primeiro exemplo é solicitada a substituição de um conjunto de secadores rotativos usados na secagem de sal (NaCl). Estes secadores, contínuos, estavam obsoletos e depreciados. Em primeira instância foi escolhido um secador flash pelas seguintes razões:

- a) O solvente a ser evaporado é a água.

- b) Não era necessária alteração nas dimensões da partícula.
- c) A dimensão da partícula era de 0,4 mm.
- d) O sal inorgânico não é sensível à temperatura.
- e) Apenas a umidade superficial deveria ser removida.

O secador foi instalado, mas não foi bem sucedido devido à formação de um pó fino indesejado (ocasionado pela alta velocidade do ar, provocando abrasão dos cristais, e pela nucleação decorrente da rápida evaporação superficial).

O problema foi solucionado substituindo o secador flash por um leito fluidizado com uma velocidade do ar menor.

2. No segundo problema é preciso secar um sólido orgânico. A escolha recaiu sobre um secador em batelada pelas seguintes razões:

- a) A temperatura não deve ultrapassar os 40°C.
- b) A água é o solvente a ser removido (cerca de 25% em massa).
- c) O sólido não é tóxico.
- d) Não foi observada oxidação pelo ar.
- e) Há possibilidade de explosão pela formação de pó.
- f) O diâmetro médio da partícula é de 500µm.

Testes em laboratório confirmaram a possibilidade de fluidização do material. O ar é aquecido a 40°C indiretamente por água quente. O processo é controlado pela temperatura do gás de saída. Quando atinge um determinado valor o aquecimento é desligado e o produto é resfriado por 10min.

3. No terceiro problema é preciso substituir um secador rotativo a vácuo, o produto é um composto orgânico tóxico. De 10 a 30% de umidade devem ser retirados, a temperatura máxima permitida está entre 50 e 90°C. A produção em batelada é de cerca de 1500 a 2000kg e a densidade aparente do produto é 500kg/m³. O tempo de secagem é de 20 a 40min e o volume do secador é 6800ℓ.

O equipamento escolhido para substituir o secador rotativo foi um secador (condutivo) em cone a vácuo com um parafuso excêntrico para intensificar a mistura (agitação média). O tempo de secagem foi reduzido para 10 a 30min. Os motivos desta escolha são:

- a) Diminuição do tempo de secagem devido ao aumento na taxa de transferência de calor.
- b) Fácil manipulação do produto (carga e descarga).

- c) Homogeneidade do produto (o misturador impede a formação de crostas).
- d) Redução dos custos de manutenção.

KEMP E BAHU (1995)

Para escolher corretamente entre diferentes secadores é importante classificá-los corretamente e identificar claramente as diferenças essenciais entre eles. Kemp e Bahu (1995) desenvolvem um sistema de classificação própria baseado em três critérios principais e cinco secundários:

Principais

1. Modo de operação:
 - Em batelada;
 - Contínuo e semicontínuo.
2. Forma do produto na alimentação:
 - Partículas, incluindo granulares, aglomerados e pellets;
 - Filme ou lâminas;
 - Blocos, placas ou pré-formado;
 - Pastas, lodosos e líquidos.

Obs.: A especificação do produto tem de ser precisa e pode precisar de subdivisões (flocos, compostos cristalinos ou amorfos, e etc.)

3. Modo de aquecimento:
 - Condução ou contato;
 - Circulação forçada ou dispersão convectiva (natural);
 - Radiação (solar, infravermelho ou chama);
 - Dielétrica (radiofrequência ou microondas);
 - Combinadas.

Secundários

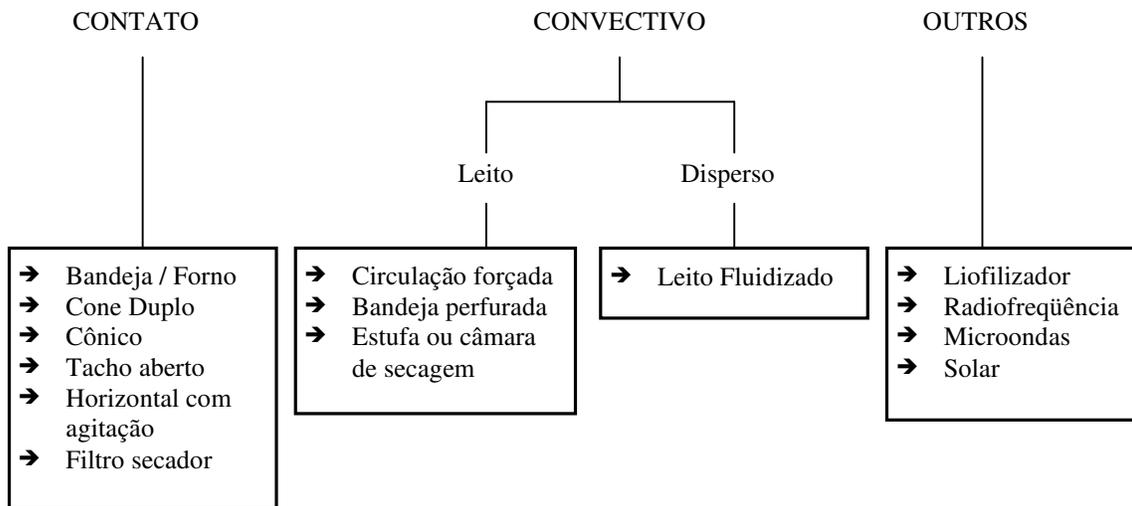
4. Pressão de operação: atmosférica ou a vácuo.
5. Direção de fluxo do gás: difuso, contracorrente, concorrente, cruzado ou combinado.
6. Modo de fluxo de sólido: estacionário, com mistura (well-mixed), pistonado (plug-flow), combinado.
7. Transporte de sólido: estacionário, mecânico, fluidizado, combinado.

8. Mistura de sólido: leito se mistura, agitação mecânica, rotativo, fluidizado.

Há outros atributos menores que podem ser relevantes para definir o tipo de equipamento:

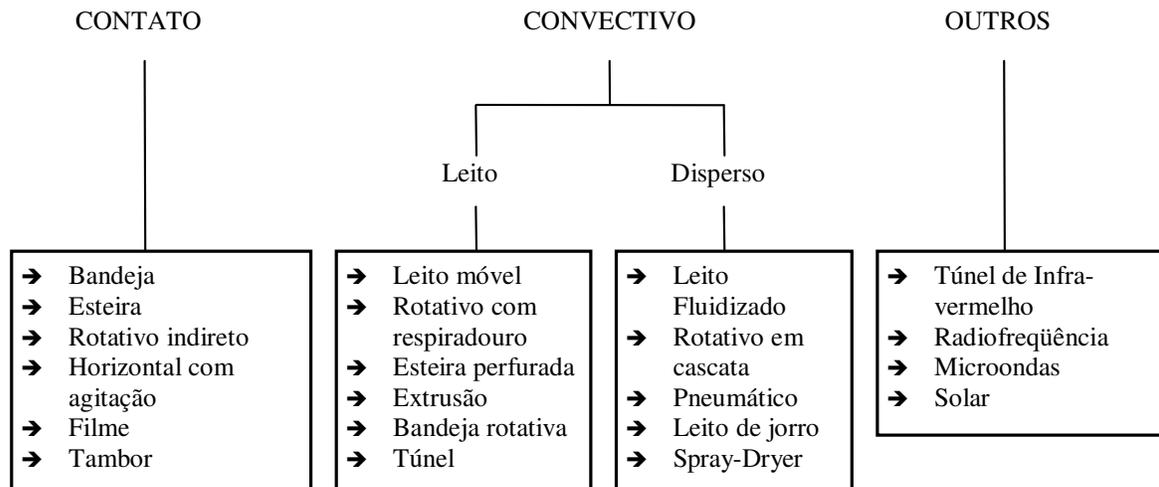
- Taxa de fluxo de massa ($\text{kg}_{\text{ms}}/\text{h}$) e capacidade evaporativa ($\text{kg}_{\text{w}}/\text{h}$);
- Dimensões da partícula;
- Faixa típica de temperatura de operação e fontes de calor;
- Capacidade para manipular sólidos adesivos e pastas;
- Dimensões físicas (volume e área útil) e custo do equipamento;
- Acessórios e tipo de manutenção requerida (número e partes móveis);
- Adequação no fluxo de processamento e contenção (sistema aberto ou fechado).

Nas Figuras 7 e 8 estão apresentados os principais tipos de secadores classificados segundo a forma de aquecimento.



Fonte: KEMP E BAHU (1995)

Figura 7 - Classificação de secadores em batelada.



Fonte: KEMP E BAHU (1995)

Figura 8 - Classificação de secadores contínuos.

Os fatores que regem a seleção de secadores podem ser apresentados de duas formas:

- Com base no equipamento – Os secadores são classificados usando os critérios anteriores permitindo o desenvolvimento de uma árvore em que os desdobramentos conduzem aos diferentes tipos de secadores e seus sub-tipos.
- Com base no produto – É dado segundo a forma de manipulação das características da matéria-prima: viscosidade, cinética de secagem, etc.; podendo incluir detalhes do processo como fluxo e umidade do material. Cada característica traz um impacto diferente sobre os equipamentos.

O seqüenciamento desenvolvido por Kemp e Bahu (1995) baseia-se no equipamento e segue a classificação proposta anteriormente. Ainda assim, é necessário analisar o efeito do material e os parâmetros de processo em cada opção estudada. Com este objetivo, um sistema de regras (com mais de 50 regras) foi desenvolvido compreendendo aspectos como dimensões da partícula, umidades inicial e final, fluxo de material, etc. O algoritmo de busca é desenvolvido em cinco passos:

1º Passo – Definir o problema e obter os dados relevantes.

2º Passo – Escolha básica (formato, modo de aquecimento e operação).

3º Passo – Escolha dos tipos adequados (listar os secadores a serem dimensionados).

4º Passo – Sub-tipos e refinamentos (detalhamento e peculiaridades).

5º Passo – Análise das opções e escolha final.

A Figura 9 apresenta a estrutura de busca e a Figura 10 mostra o resultado típico de uma busca. A cada ponto, a regra definirá se um equipamento é bom, inaceitável ou questionável. Os ditos inaceitáveis podem ser eliminados ou, se forem considerados, deverão obter uma pontuação pífia frente aos equipamentos mais adequados.

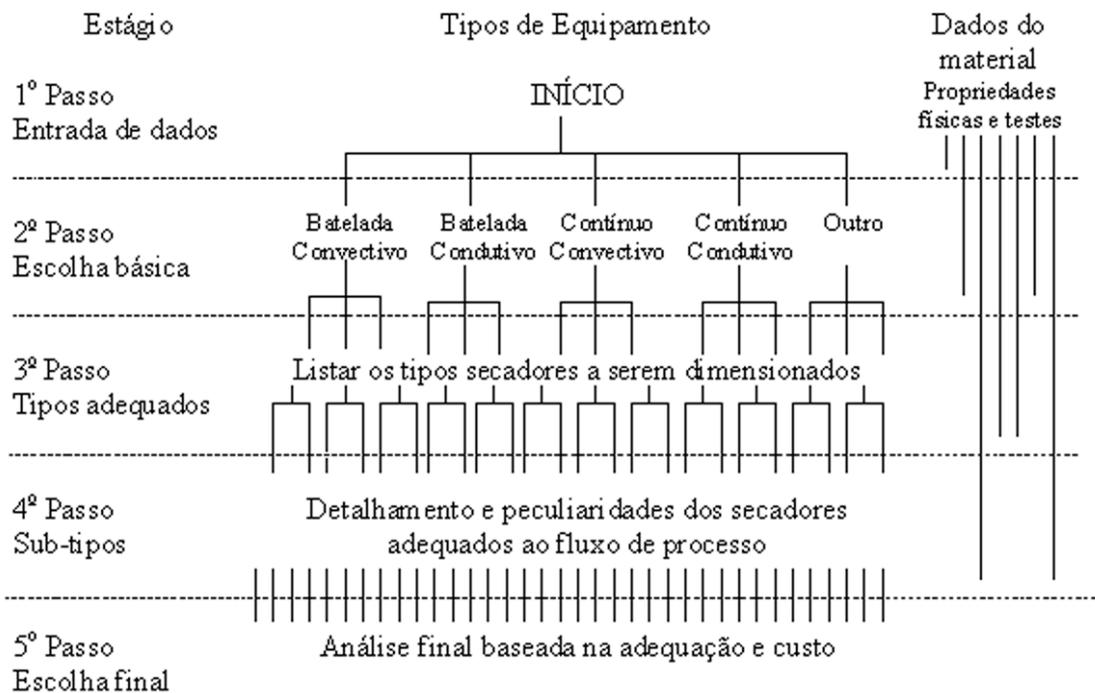


Figura 9 - Estrutura de busca.

Em muitos casos a regra pode tornar um secador indesejável, mas não proibitivo. Deste modo a eliminação é inadequada, pois poderá descartar prematuramente um equipamento não refletindo a complexidade do problema. Para que isto seja possível, cada regra deverá gerar um fator de mérito (ou pontuação) para o equipamento. Ao final do algoritmo as possíveis escolhas são ordenadas segundo o mérito. As maiores pontuações são escolhidas e as menores são rejeitadas.

Kemp e Bahu (1995) detalham cada passo dos estágios de seleção sem especificar as regras utilizadas no algoritmo.

1º Passo – Definir o problema e obter os dados relevantes.

Dados relevantes sobre o material e sobre o processo muitas vezes são muito variados e de difícil acesso. Alguns podem ser encontrados no fluxograma de processo, outros na literatura e em tabela ou catálogos. Outros dados podem ser obtidos experimentalmente em escala laboratorial. Invariavelmente haverá lacunas nas informações e a seleção deve ser capaz de lidar com este problema. As informações podem ser obtidas quantitativa ou qualitativamente – a adesividade, por exemplo, poderá ser dada como uma medida de força de coesão ou pela “impressão” de que o material é difícil de manipular.

Alguns itens acerca do produto deveriam ser conhecidos para a preparação do fluxograma de processo:

- Forma de alimentação do produto (pasta, pó, lâminas, etc.);
- Identificar o solvente a ser removido e o gás de secagem e suas propriedades físicas;
- Taxa de produção desejada;
- Umidade de entrada e saída e final do produto; variação aceitável e níveis de impureza;
- Dimensões das partículas, forma e propriedades físicas;
- Itens de processamento anteriores e posteriores ao secador.

Alguns testes em escala laboratorial podem ser realizados determinando propriedades físicas, térmicas e mecânicas do material, entre elas:

- Cinética de secagem (taxas de secagem, velocidades do gás, temperatura, etc.);
- Umidade de equilíbrio;
- Exame ao microscópio (propriedades superficiais, aglomeração);
- Evaporador laboratorial (superaquecimento, adesão);
- Tambor rotativo (atrito e formação de pó);
- Bancada de aquecimento (decomposição térmica);
- Coesão / adesão (manuseio, efeito da umidade na adesão).

Outros testes podem ser incluídos como o de fluidização.

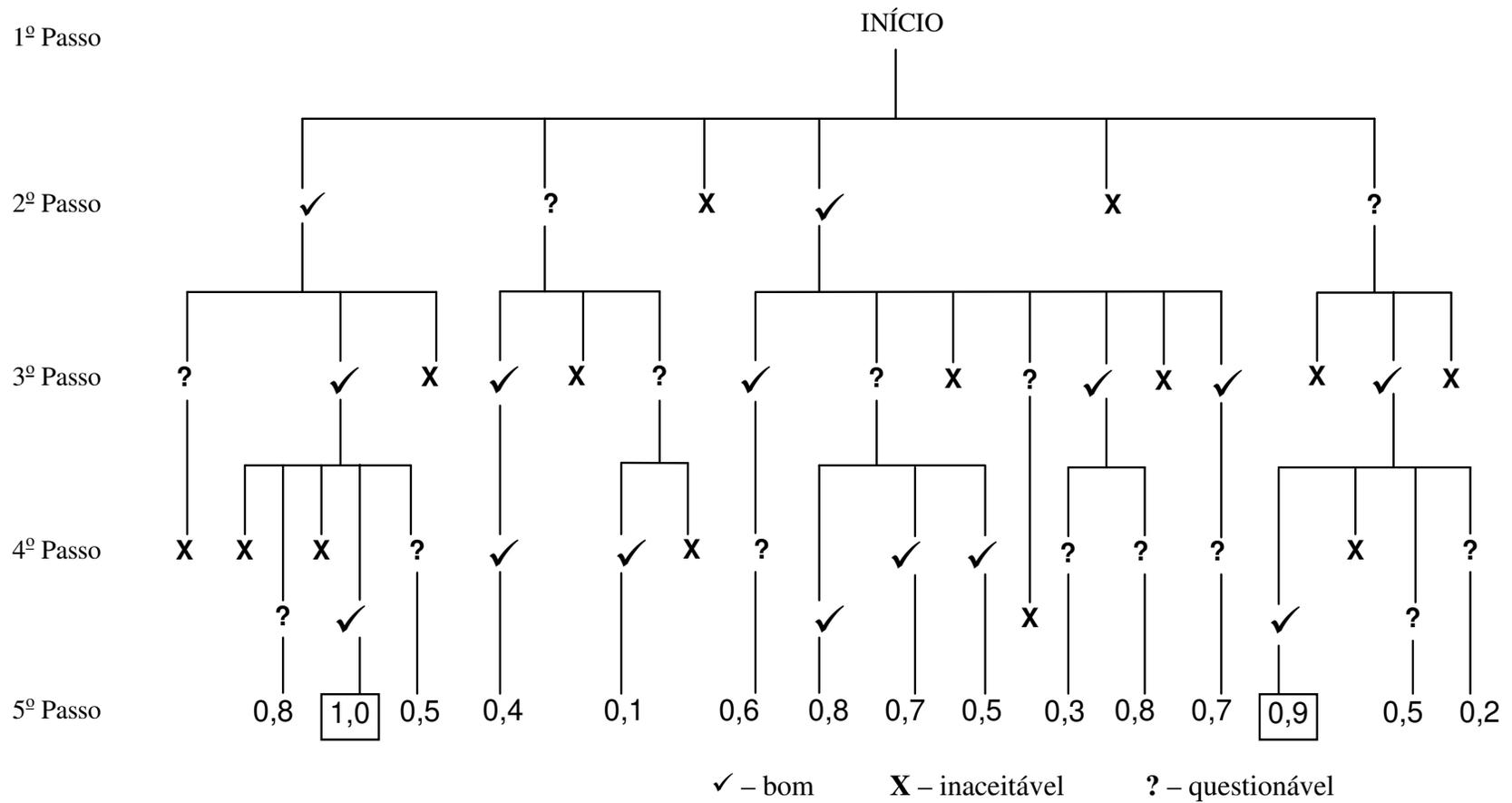


Figura 10 - Seqüência típica de busca.

2º Passo – Escolha básica (formato, modo de aquecimento e operação).

Quatro decisões principais podem ser feitas limitando as opções de busca rapidamente:

- Forma de alimentação do produto, incluindo possibilidades de alteração no produto;
- Operação em batelada ou contínuo;
- Forma de aquecimento (contato, convectivo ou outro método);
- O secador de dois ou mais estágios é considerado como uma única peça.

Forma de alimentação do produto:

A maioria dos secadores pode lidar com particulados, mas só alguns podem lidar com pastas, lâminas e placas. Assim, para uma dada alimentação muitas opções podem ser eliminadas. Entretanto, a alteração do material antes da alimentação ou o pós-processamento devem ser considerados e podem aumentar o número de alternativas. Uma pasta viscosa, por exemplo, pode ser misturada com material seco, extrusada ou pré-formada.

As especificações do produto afetam fortemente a escolha do secador. Por exemplo, um produto em flocos é imediatamente obtido de um secador em tambor, enquanto um produto aglomerado, altamente poroso de baixa densidade é freqüentemente produzido em spray-dryers. Outras especificações do produto como a retenção de aroma ou de outros componentes dominam a escolha do secador. Há situações em que o liofilizador é favorecido apesar do alto investimento e custo operacional.

Operação em batelada ou contínuo.

Secadores em batelada tendem a ser menores e são mais laboriosos pois cada batelada tem de ser carregada e descarregada. São favorecidos por taxas de produção pequenas, longos tempos de residência, outros equipamentos em batelada antes ou depois do secador ou necessidades de controle estrito. O secador contínuo é favorecido pelas condições, obviamente, contrárias a estas.

Cada uma destas condições pode ser analisada isoladamente ou em conjunto. Em geral, secadores em batelada dificilmente são adequados para produção acima de 1000kg/h, enquanto os contínuos raramente são utilizados para produção abaixo de 50kg/h.

Forma de aquecimento.

A escolha da forma de aquecimento é complexa. As mais utilizadas são as condutivas e convectivas.

Secadores convectivos usam um fluxo maior de gás e alcançam taxas de transferência de calor mais altas. Logo, estes secadores conseguem secar mais rapidamente, especialmente nos estágios iniciais de secagem, a perda de calor, porém, é alta. Se requer isolamento térmico ou contenção dos gases aquecidos o secador condutivo é favorecido. Quando há limitações de temperatura os secadores condutivos a vácuo são a melhor escolha. Contrariamente, secadores convectivos são mais adequados a altas temperaturas.

A taxa de produção também tem um efeito importante. Secadores convectivos podem facilmente lidar com altos fluxos de sólidos em comparação aos condutivos, embora haja exceções como os secadores de leito deslizante e algumas unidades de fluxo cruzado.

As outras formas de aquecimento são mais especializadas. O custo em geral é muito mais alto que o das formas anteriores de aquecimento e o aproveitamento (conversão) energética é muito inferior.

Se um secador de dois ou mais estágios é considerado como uma única peça.

Dois secadores com características diferentes podem ser usados em série. Isto é mais freqüente, quando a cinética de secagem e a forma de manipulação do material mudam claramente ao longo do processo. Um exemplo deste primeiro caso é um secador pneumático que secaria um particulado até o ponto crítico e em seguida seria transferido para um secador de bandejas com um tempo de residência longo. Um exemplo do segundo caso é um leito fluidizado com um estágio bem misturado e outro estágio pistonado, a transição é feita no momento em que o sólido fluidizado escapa do leito.

3º Passo – Escolha dos tipos adequados (listar os secadores a serem dimensionados).

Neste passo um grande número de secadores provavelmente será considerado adequado. Usualmente, não é possível afirmar que um secador nunca poderá ser utilizado, mas certamente será possível dizer se um secador é mais ou menos adequado. A decisão final de prosseguir ou não com determinado equipamento deveria ser deixada para o usuário.

O objetivo desta etapa é definir um critério de pontuação para os secadores que não tenham sido eliminados no estágio anterior. Neste estágio as características do material e do processo são comparadas com a capacidade de cada secador se adaptar a estas condições. Um dimensionamento pode ser feito para descobrir condições de saída do material, tempo de residência, dimensões e custo.

4º Passo – Sub–tipos e refinamentos (detalhamento e peculiaridades).

O princípio deste estágio é idêntico ao do estágio anterior, porém um número maior de detalhes são considerados. Cada equipamento selecionado no passo anterior possui sub–tipos. Por exemplo, há diversos tipos de agitadores para secadores em bandejas com agitação, alguns com aquecimento e outros não, o fluxo de massa e a faixa de adesividade com o qual o secador será capaz de lidar são variados. Nesta etapa, refinamentos como a recirculação de gás poderá ser considerada.

5º Passo – Análise das opções e escolha final.

As decisões decorrentes das considerações anteriores são apresentadas nesta etapa, alguns aspectos devem ser considerados:

- Destacar dois ou três dos secadores mais adequados.
- Indicar a vantagem e a desvantagem de cada escolha.
- Sugerir outras conformações e refinamentos que sejam benéficos ao secador.

Certamente o parâmetro final de escolha estará baseado no custo. Devem ser indicados tanto os custos de instalação como os de operação e manutenção.

É necessário que seja assinalado ao usuário que a avaliação dos custos é pouco precisa. Portanto, recomenda-se que cada equipamento selecionado deva ser orçado com precisão. Só então seu custo poderá configurar como um parâmetro preciso de escolha.

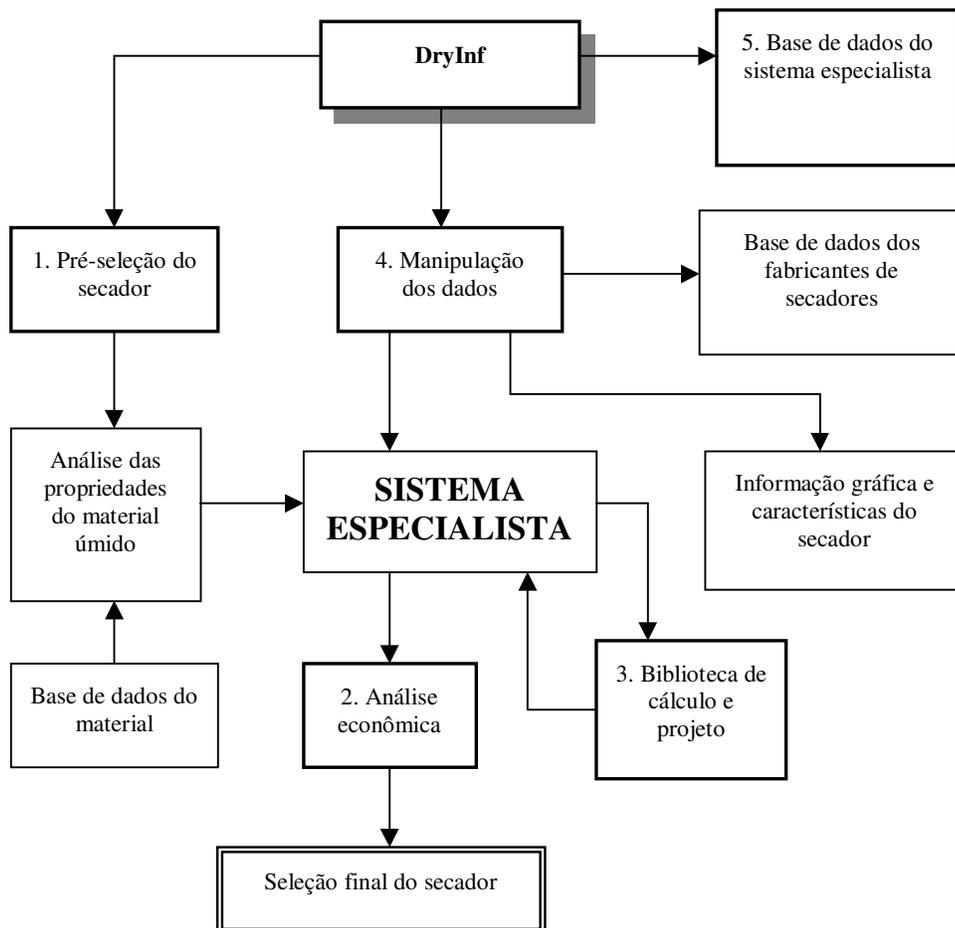
MATASOV, MENSUTINA e KUDRA (1998)

Ainda que a seleção e dimensionamento de secadores tenha atingido um estágio avançado de desenvolvimento, a seleção de secadores ainda é uma tarefa desafiadora, especialmente devido às várias opções em que se pode desenvolver o processo de secagem, os modelos disponíveis no mercado e as modificações de projeto. Há uma diversidade de algoritmos para a seleção de secadores, mas há poucos aplicativos que manipulem a enormidade de informações disponíveis na área de secagem. Matasov, Mensutina e Kudra (1998) apresentam um aplicativo que permite o rápido acesso a estas informações guiando o usuário no processo de escolha do equipamento.

A estrutura geral do sistema DryInf é apresentada na Figura 11 e consiste de cinco módulos:

1. Pré-seleção do tipo de secador com base no sistema especialista.

2. Análise econômica do secador e do processo de secagem.
3. Biblioteca de cálculo e procedimentos de dimensionamento, incluindo cinética de secagem, configuração do secador e dinâmica dos fluidos.
4. Gerenciamento das informações, representação gráfica, manipulação dos dados e outros usos.
5. Base de dados do sistema especialista.



Fonte: MATASOV, MENSHUTINA e KUDRA (1998)

Figura11 - Estrutura do sistema de informação DryInf.

BAKER & LABADIBI (1998)

Sistemas especialistas baseiam-se em um conjunto de regras para efetuar a seleção de secadores. Em geral estas regras são quantitativas e inflexíveis. Kemp e Bahu, 1995, desenvolveram um sistema que tem sido extensivamente testado. Combinar a lógica difusa com um sistema especialista resulta em um sistema flexível em que as variáveis de seleção são apresentadas como variáveis lingüísticas (ex.: temperatura = {alta, baixa, muito baixa}), em lugar de seus correspondentes numéricos. Internamente o sistema especialista transforma a informação em uma representação difusa, efetua o processo de decisão e, finalmente, converte o resultado em um formato lingüístico.

A Figura 12 apresenta um procedimento para seleção de secadores descrito por Baker (apud: BAKER e LABADIBI, 1998).

O procedimento envolve seis passos:

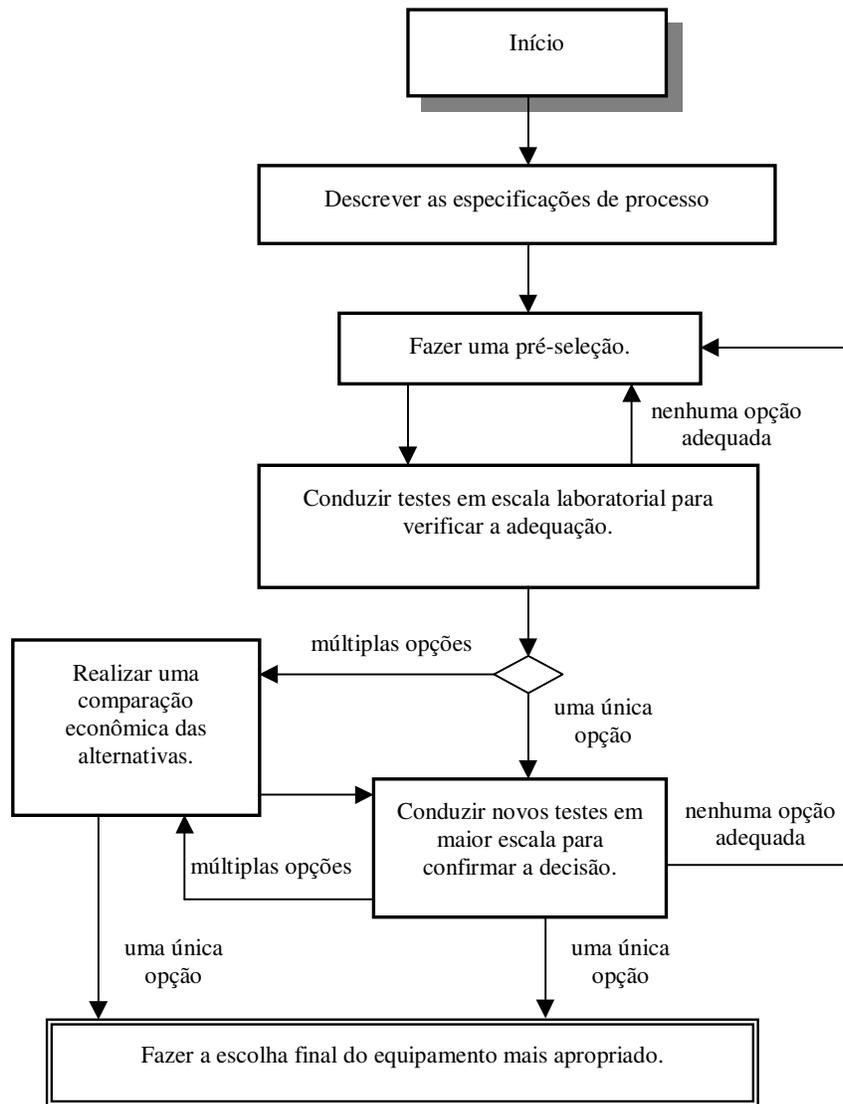
1. Descrever as especificações de processo.
2. Fazer uma pré-seleção.
3. Conduzir testes em escala laboratorial para verificar a adequação.
4. Realizar uma comparação econômica das alternativas.
5. Conduzir novos testes em maior escala para confirmar a decisão.
6. Fazer a escolha final do equipamento mais apropriado.

Lógica difusa

No campo da inteligência artificial, há várias formas de representar o conhecimento. Talvez a mais comum seja a forma natural da linguagem dada pela expressão:

SE condição (causa) ENTÃO conclusão (conseqüência)

A essa expressão referimo-nos de SE-ENTÃO (IF-THEN). Ela tipicamente expressa uma inferência tal que SE conhecemos um fato (condição, causa ou hipótese), ENTÃO podemos inferir um outro fato (este chamado de conclusão, conseqüência ou tese). Esta regra está associada com certos parâmetros representando o grau de confiança na tomada de decisão quando a condição é satisfeita.



Fonte: BAKER e LABADIBI (1998)

Figura 12 - Fluxograma de seleção de secadores.

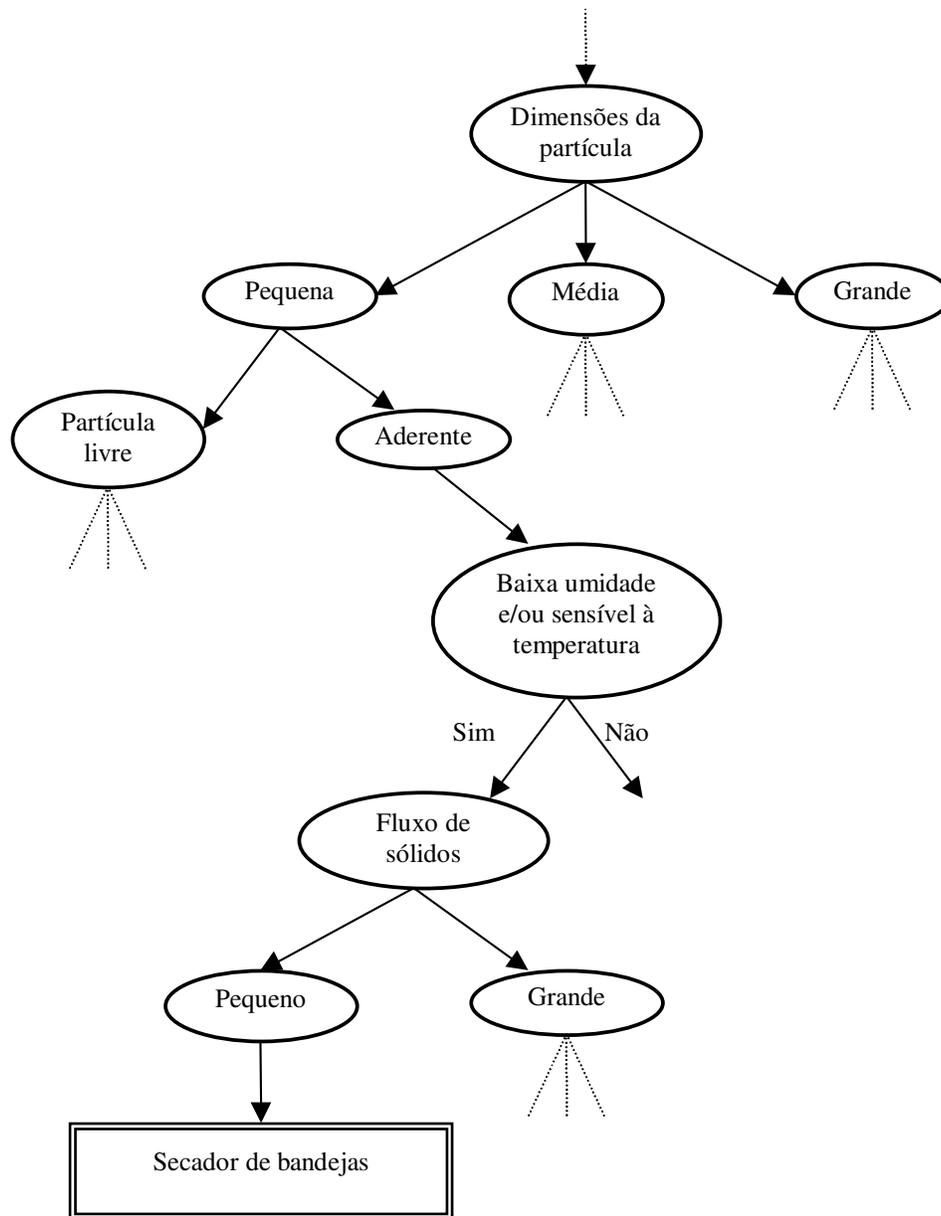
Esta forma de conhecimento é bem próxima ao conhecimento humano. Porém, em alguns casos práticos a satisfação das restrições que compõe a condição não podem ser representadas por valores estritamente booleanos (verdadeiro e falso), por que a relação entre os dados e a condição podem ser parciais. Por isso é necessário estender essa relação. A lógica difusa é capaz de lidar com condições mal definidas, vagas ou que contenham termos imprecisos elevando o grau de confiança associado às decisões.

A lógica difusa permite a transição gradual entre o não pertencer '0' e pertencer '1'. Assim, uma função de conjunto ' μ ' pode ser definida para cada elemento, variando entre 0 e 1, refletindo o grau de relacionamento do elemento com o conjunto. O sistema que use a lógica difusa assume a forma do modelo lingüístico e estabelece funções de conjunto para atuarem como condição. Isto permite que as variáveis sejam expressas como funções lingüísticas (grande, médio, pequeno, muito pequeno). Para cada elemento, então, a função conjunto especifica a relação entre o valor numérico da variável e sua correspondente variável lingüística.

A lógica difusa aplicada ao processo de seleção

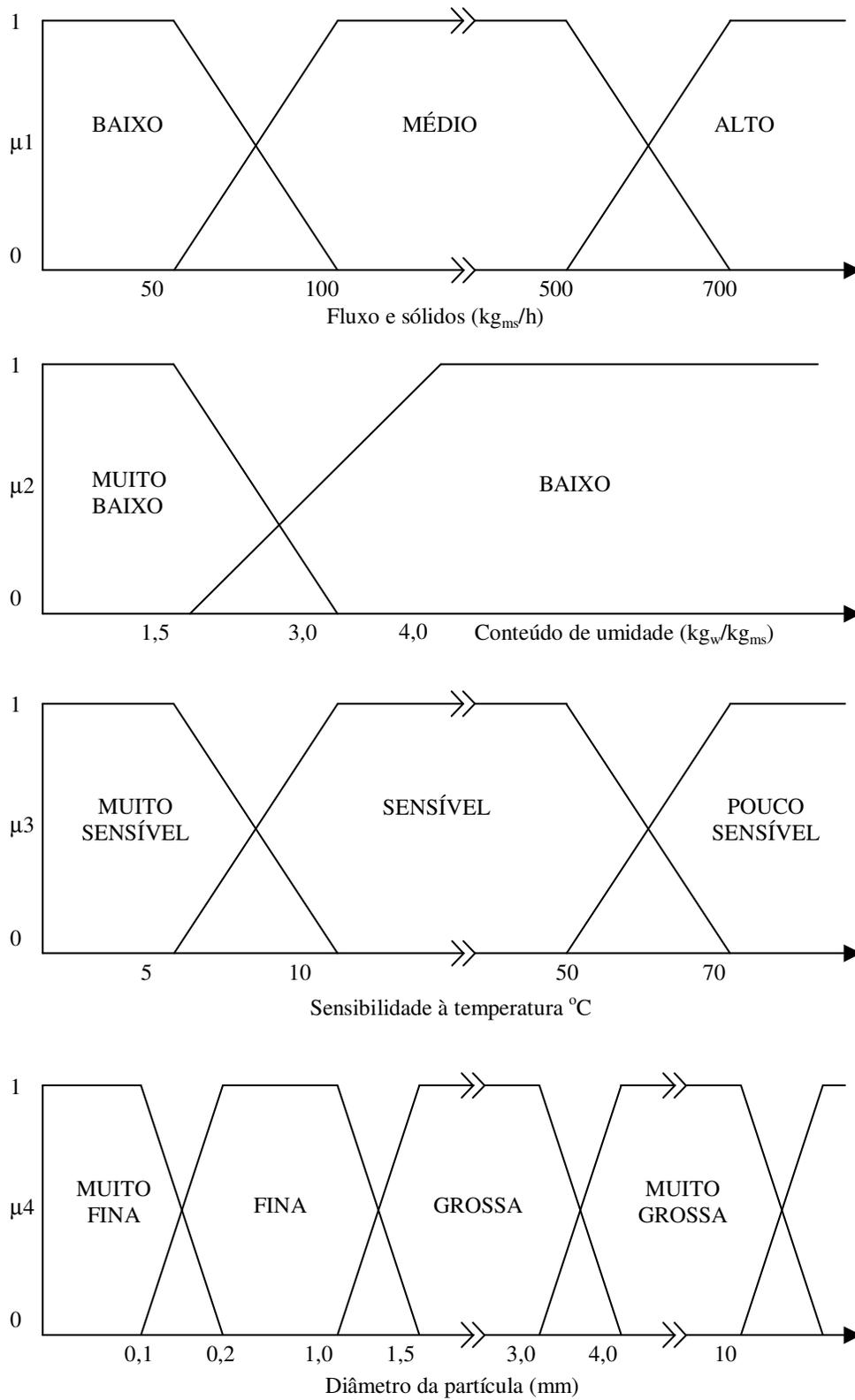
Os componentes principais de um sistema especialista são a base de dados e o gerenciador de informações (responsável pelo processo decisório). A primeira etapa na construção de um sistema especialista é a coleta de dados e sua formalização para que eles possam ser utilizados pelo gerenciador de informações. O conhecimento adquirido é organizado hierarquicamente de forma que os nós finais são os tipos de secadores e os nós intermediários são as variáveis de decisões (Figura 13).

O próximo passo, antes de converter as informações obtidas para o formato SE-ENTÃO, é formular o modelo de lógica difusa que será usado no processo decisório. Seis variáveis foram selecionadas para a difusão: o fluxo de sólidos, o conteúdo de umidade, a sensibilidade à temperatura, o diâmetro médio da partícula, a coesividade e a fragilidade. Os termos lingüísticos e as funções de conjunto de quatro destas variáveis estão na Figura 14. É preciso lembrar que a formulação das funções-conjunto dependem integralmente da experiência.



Fonte: BAKER e LABADIBI (1998)

Figura 13 - Fluxograma de seleção de secadores.



Fonte: BAKER e LABADIBI (1998)

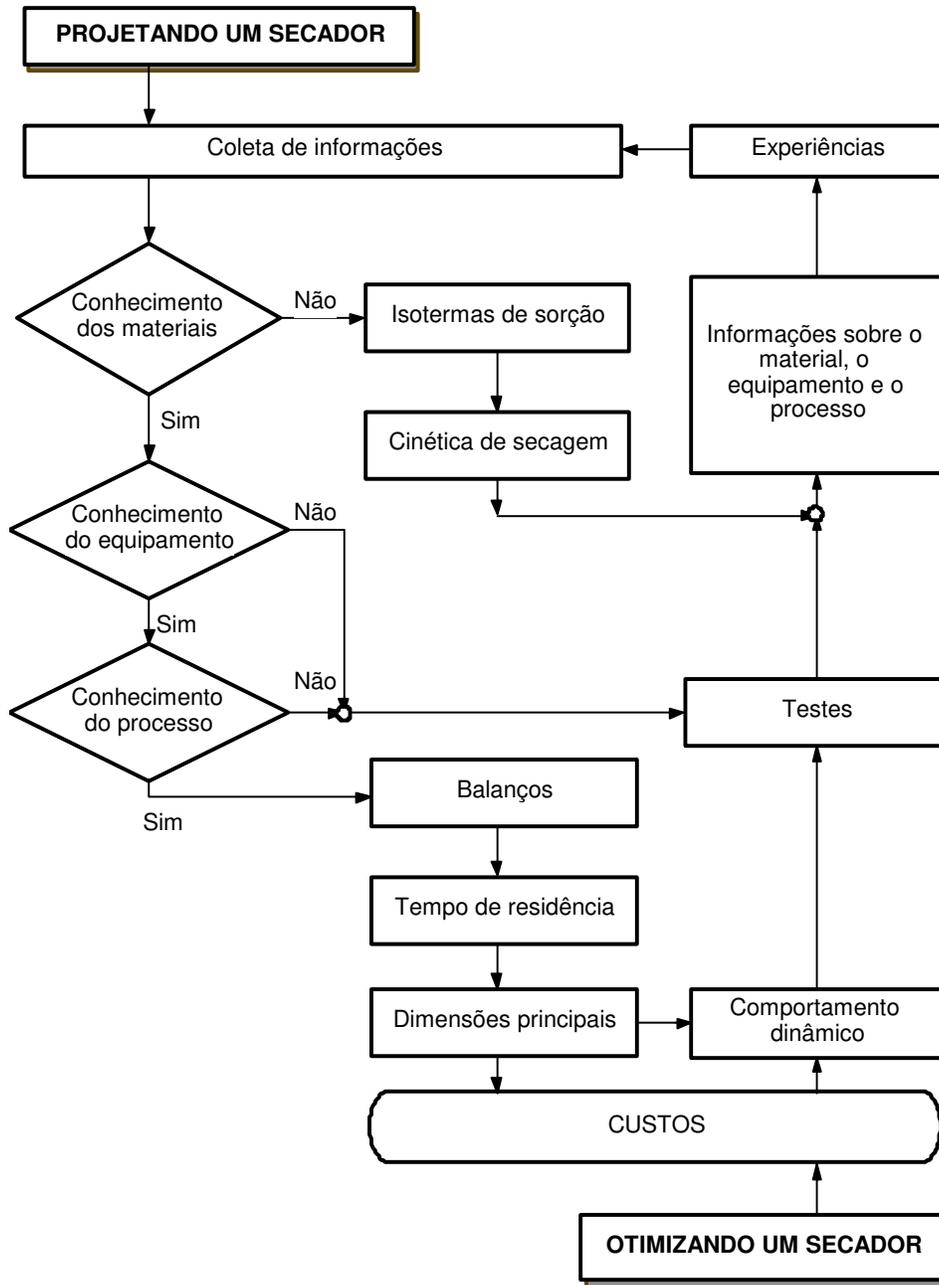
Figura 14 - Função de conjunto das variáveis lingüísticas.

CONSIDERAÇÕES ADICIONAIS

Embora estes autores desenvolvam seleção de secadores de um modo próprio, identifica-se uma linha geral no procedimento de escolha do equipamento, que pode ser resumida como referentes aos tópicos relacionados ao conhecimento de equipamento e de processos, conforme o fluxograma apresentado por Keey (1978) ilustrada na Figura 15.

Como pode ser observado existe mais de um tipo de secador adequado para um determinado produto, assim o conhecimento prático do projetista é imprescindível para a escolha de um secador que seja capaz de atingir as propriedades desejadas no produto final.

Portanto, normalmente os trabalhos de dimensionamento dos secadores na bibliografia são específicos para cada produto vinculado aos processos e/ou equipamentos, conforme podem ser notados pelos trabalhos apresentados por: Papagiannes (1992) Kiranoudis, Maroulis e Marinos-Kouris (1996) Rodriguez e Courtois (1996a e 1996b), Arinze et al (1996^a e 1996b), Kiranoudis et al. (1997) Kemp (1998) Pelegrina, Elustondo e Urbican (1998) Bennamoun e Belhamri (2003) Baker et al. (2006) Ortega et al. (2007) Best et al. (2007) e Carsky (2007).



Fonte: KEEY (1978)

Figura 15 - Fluxograma para o projeto de secadores.

SOFTWARE DE SELEÇÃO DE SECADORES

Pode-se implementar algoritmos que em conjunto com uma base de dados consistente implementem as fundações de um sistema especialista com a finalidade de executar a seleção de secadores.

Com base nas informações bibliográficas apresentadas, um aplicativo que implementa a funcionalidade de seleção de equipamentos de secagem foi desenvolvido. Ele o faz através de dois métodos distintos: Um quantitativo e outro qualitativo.

Para permitir alto grau de portabilidade, e adotando as técnicas de desenvolvimento mais modernas, a aplicação foi desenvolvida em linguagem de programação JAVA e foi internacionalizada, apresentando a possibilidade de escolha de língua da interface: português ou inglês.

Primeiramente, apresenta-se a seleção de secadores através do método qualitativo:

Este consiste na resposta SIM ou NÃO a cada uma das perguntas realizadas pela aplicação, Figura 16:

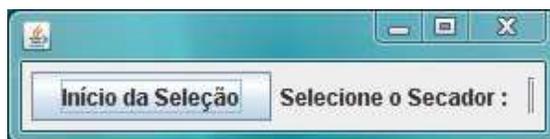


Figura 16 - Início da Seleção Qualitativa

Digamos que, em nosso caso:

1. O secador fará parte de um processo contínuo.
2. Não existe solvente a ser evaporado.
3. Não é necessário promover a redução de partículas.
4. A dimensão das partículas pré-formatadas fica entre 5 e 10 mm.

Ao fornecer estas respostas às perguntas, o aplicativo diz que o melhor secador é o Secador Convectivo, Figura 17:



Figura 17 - Final da Seleção Qualitativa

Já para a seleção através do processo quantitativo, deve-se responder às seguintes perguntas, apresentadas na tela principal, Figura 18:

O Processo é Contínuo?

Sim

Não

Características de Manipulação do Produto :

Líquido

Suspensão Fina e Musgo

Pasta e Lama

Camada Fina

Granulares, Sólidos Cristalinos e Pequenos Pré-Formatados

Sólidos Fibrosos

Outros

O Produto é Explosivo?

Sim

Não

O Produto é Tóxico?

Sim

Não

O Produto é Pré-Formatado?

Sim

Não

Fluxo do Produto em kg de Massa Seca por Hora

Temperatura Máxima de Secagem do Produto em Celsius

Início

| Nome do Secador | Pontuação do Secador |
|-----------------|----------------------|
|-----------------|----------------------|

Figura 18 - Tela de Seleção Quantitativa

Com as respostas, é apresentada uma lista de diversos modelos de secadores, cada qual com sua pontuação. Quanto maior a pontuação, mais apto ao processo está o equipamento, (Figura 19):

O Processo é Contínuo?

Sim
 Não

Características de Manipulação do Produto :

Líquido
 Suspensão Fina e Musgo
 Pasta e Lama
 Camada Fina
 Granulares, Sólidos Cristalinos e Pequenos Pré-Formatados
 Sólidos Fibrosos
 Outros

O Produto é Explosivo?

Sim
 Não

O Produto é Tóxico?

Sim
 Não

O Produto é Pré-Formatado?

Sim
 Não

Fluxo do Produto em kg de Massa Seca por Hora

1

Temperatura Máxima de Secagem do Produto em Celsius

60

Início

| Nome do Secador | Pontuação do Secador |
|--|----------------------|
| Secador Spray | 3 |
| Secador de Tambor à Vácuo | 1 |
| Secador de Tambor Atmosfera Inerte | 1 |
| Secador de Tambor Atmosférico | 2 |
| Secador de Bandeja à Vácuo | 3 |
| Secador de Bandeja de Atmosfera Inerte | 5 |
| Secador de Badeira Atmosférico | 6 |
| Secador de Bandeja Contínuo | 4 |
| Secador de Bandeja Agitada à Vácuo | 3 |
| Secador de Bandeja Agitada Inerte | 3 |
| Secador de Bandeja Agitada Atmosféri... | 4 |
| Secador de Esteira à Vácuo | 1 |
| Secador de Esteira de Circulação de A... | 3 |
| Secador de Esteira por Circulação de Ar | 4 |
| Secador de Leito Fluidizado de Batelada | 5 |
| Secador de Leito Fluidizado Contínuo | 3 |
| Secador Flash | 3 |
| Secador de Rotação Direta | 3 |
| Secador de Rotação Indireta | 1 |
| Estufa, AutoForno ou Câmara Aquecida | 5 |

Figura 19 - Término da Seleção por Método Quantitativo

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] ARINZE, E.A.; SOKHANSANJ, S.; SCHOENAU, G.J.; TRAUTTMANSDORFF, F.G. Experimental Evaluation , Simulation and Optimization of a Commercial Heated-Air Batch Hay Drier : Part 1 , Drier Functional Performance , Product Quality , and Economic Analysis of Drying. **J. agric . Engng Res.** v.63, p.301-314, 1996.a.
- [2] ARINZE, E.A.; SOKHANSANJ, S.; SCHOENAU, G.J.; TRAUTTMANSDORFF, F.G. Experimental Evaluation , Simulation and Optimization of a Commercial Heated – Air Batch Hay Drier : Part 2 , Computer Simulation and Optimization of Hay Drier Performance. **J . agric . Engng Res.** v.63, p.315-322, 1996.b.
- [3] BAKKER-ARKEMA, F.W.; FONTANA, C.; SCHISLER, I.P. Comparison of rice drying systems. **ASAE Paper.** N.83-3532. 1983.

- [4] BAKER CGJ, LABADIBI HMS, “Application of fuzzy expert systems in dryer selection”, Proceedings of the 11th International Drying Symposium – Drying’98, Halkidiki – Greece, Vol.A, August 19-22, pp.448-455, 1998.
- [5] BAKER,C.G.J.; KHAN, A.R.; ALI, Y.I.; DAMYAR, K. Simulation of plug flow fluidized bed dryers. **Chemical Engineering and Processing**. V.45, p.641-651, 2006.
- [6] BENNAMOUN, L.; BELHAMRI, A. Design and simulation of a solar dryer for agriculture products. **Journal of Food Engineering**. V.59, p.259-266, 2003.
- [7] BEST, C.J.J.M. de; van der GELD, C.W.M.; ROCCIA, A.M.; van KEMENADE, H.P. A method for the redesign of pneumatic dryers. **Experimental Thermal and Fluid Science**. V.31, p.661-672, 2007.
- [8] BROOKER, D.B.; BAKKER-ARKEMA, F.W.; HALL, C.W. **Drying Cereal Grain**. The AVI Publishing Co. Westport, 1974
- [9] CARSKY, M. Design of a dryer for citrus peels. **Journal of Food Engineering** (2007), doi: [10.1016/j.jfoodeng.2007.09.003](https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2007.09.003)
- [10] GODOI, L.F.G. **Estudo de um secador com promotores estáticos anulares de mistura**. 1996, 201f. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, Campinas.
- [11] KEEY, R. B. **Introduction to industrial drying operations**. Oxford: Pergamon Press, 1978, 376 p.
- [12] KEMP IC, “Progress in dryer selection techniques”, Proceedings of the 11th International Drying Symposium – Drying’98, Halkidiki – Greece, Vol.A, August 19-22, pp.668-575, 1998.
- [13] KEMP IC, BAHU RE, “A new algorithm for dryer selection”, *Drying Technology*, 13(5-7), pp.1563-1578, 1995.
- [14] KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z.B.; MARINOS-KOURIS, D. Drying of solids: Selection of some continuous operation dryer types. **Computer chem Engineering**. V.20, Suppl. P. S177-1182, 1996.
- [15] KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z.B.; MARINOS-KOURIS, D.; TSAMPARLIS, M. Design of tray Dryers for Food Dehydration. **Journal of Food Engineering**. V.32, p.269-291, 1997.

- [16] LAPPLE WC, CLARK WE, DYBDAL “Drying: design & costs” Chemical Engineering, November 1955.
- [17] MATASOV, A.; MENSHUTINA, N.; KUDRA, T. “Information system for the selection of dryer”, Proceedings of the 11th International Drying Symposium – Drying’98, Halkidiki – Greece, Vol.A, August 19-22, pp.624-619, 1998.
- [18] MOREY, R.V.; CLOUD, H.A. Simulation and evaluation of a multiple column crossflow grain dryer. Transaction of the ASAE. v.16, n.5, p.984-9087, 1973.
- [19] NELLIST, M.E. Developments in continuous flow grain dryers. **The Agricultural Engineering**. Autumn, p.74-80, 1982.
- [20] NONHEBEL, M.A., MOSS, A.A.H. **Drying of solids in the chemical industry**. London: Butterworth & Co., 1971, 301 p.
- [21] ORTEGA, M.G.; CASTAÑO, F.; VARGAS, M.; RUBIO, F.R. Multivariable robust control of a rotary dryer: Analysis and design. **Control Engineering Practice**. V.15, p.487-500, 2007.
- [22] PAPAGIANNES, GJ “Select the right dryer”, Chemical Engineering Progress, December, pp.20-27, 1992.
- [23] PARK, K. J.; ANTONIO, G.C.; OLIVEIRA, R.A. de; PARK, K.J.B. Conceitos de processo e equipamentos de secagem. 121p. 2007. Disponível em: <http://www.feagri.unicamp.br/ctea/manuais/concproceqsec_07.pdf>. Acesso em: 09 de out. 2007.
- [24] PELEGRINA, A.H.; ELUSTONDO, M.P.; URBICAIN, M. J. Design of a semi-continuous rotary drier for vegetables. **Jounal of Food Engineering**. 37, p. 203-3-4, 1998.
- [25] RODRIGUEZ G.; VASSEUR, J.; COURTOIS, F. Design and Control of Drum Dryers for the Food Industry. Part 1. Set-Up of a Moisture Sensor and an Inductive Heater. **Jounal of Food Engineering**. V.28, p.271-282, 1996. a.
- [26] RODRIGUEZ G.; VASSEUR, J.; COURTOIS, F. Design and Control of Drum Dryers for the Food Industry. Part 2. Automatic Control. **Jounal of Food Engineering**. V.30, p.171-183, 1996 b
- [27] STEVENS, G.R.; THOMPSON, T.L. Improving cross-flow grain dryer design using simulation. **Transaction of the ASAE**. v.19, n.4, p.778-781, 1976.

- [28] STRUMIŁŁO, C.; KUDRA, T. **Drying**: principles, applications and design. Switzerland: Gordon and Breach Science Publishers, 1986. 448p
- [29] VAN'T LAND CM, "Selection of industrial dryers", *Chemical Engineering*, 91 (5), pp.53-61, 1984.
- [30] VAN'T LAND CM, "Industrial Drying Equipment: selection and application", Marcel Dekker Inc., pp.19-39, 1991.
- [31] WALKER, L.P.; BAKKER-ARKEMA, F.W. Energy efficiency in concurrent flow rice drying. **ASAE Paper**. N.78-3540. 1978.

CAPÍTULO 5 – DIMENSIONAMENTO DE SECADORES E ANÁLISE DO APLICATIVO DESENVOLVIDO

DIMENSIONAMENTO DE SECADORES: BALANÇOS GERAIS E CUSTOS

RESUMO

O dimensionamento de secagem deverá ser conduzido pelos balanços de energia e de massa aliado ao custo de construção e custos operacionais. No dimensionamento de secadores, um modelo é desenvolvido para cada tipo de secador, utilizando-se as relações de transferência de calor e massa. O dimensionamento pode também ser realizado baseando-se em modelos de simulação. As considerações de equações de dimensionamento, cálculo de área e custos do secador são apresentados. Ao final, um software em JAVA que implementa o dimensionamento de secadores convectivos é apresentado e o resultado gerado por este para a simulação de secagem de menta é analisado.

Palavras-chave: transferência de calor, transferência de massa, modelos, área do secador, simulação, software, JAVA.

DRYER DESIGN: GLOBAL BALANCE AND COSTS

SUMMARY

The drying design must be conducted by energy and mass balance with construction cost and operational costs. In the dryer design, one model is developed for each type of dryer, using heat and mass transfer relations. The design also can be realized based on simulation models. The consideration about design equations, dryer dimension and costs calculations are presented. At the end, a JAVA based software that calculates the dimension of convective dryers is presented, and the result generated by it for the simulation of mint drying is discussed.

Keywords: heat transfer, mass transfer, models, dryer surface, simulation, software, JAVA.

INTRODUÇÃO

Pode-se dimensionar qualquer equipamento de secagem a partir das relações de transferência de calor e massa. Conforme Keey (1978) o dimensionamento de secagem deverá ser finalizado pelos balanços de energia e de massa aliado ao custo de construção e custos operacionais.

Lapple, Clark e Dybdal (1955) Nonhebel e Moss (1971) e Borde, Dukhovny e Elperin (1997) utilizam as relações de transferência de calor e massa para desenvolver o dimensionamento do secador. No dimensionamento um modelo é desenvolvido para cada tipo de secador. O dimensionamento pode também ser realizado baseando-se em modelos de simulação como os descritos por Jumah e Mujumdar (1993) Mabrouk e Belghith (1994) Zahed, Zhu e Grace (1995) Fyhr e Kemp (1999).

Alonso (2001) aponta que o dimensionamento baseado nas relações de transferência de calor e massa, permite:

1. Determinar os efeitos das diferentes maneiras de secagem;
2. Estimar o efeito de mudanças nas condições de operação sobre a capacidade do secador;
3. Relacionar os dados laboratoriais com as estimativas teóricas;
4. Utilizar esta ferramenta como meio de desenvolvimento de novos modelos.

EQUAÇÕES DE DIMENSIONAMENTO

A seguir apresentamos as principais equações e considerações de acordo com os autores Lapple, Clark e Dybdal (1955), Nonhebel e Moss (1971), Jumah e Mujumdar (1993), Abrouk e Belghith (1994), Zahed, Zhu e Grace (1995), Kemp e Bahu (1995), Borde, Dukhovny e Elperin (1997) e Fyhr e Kemp (1999).

LAPPLE, CLARK & DYBDAL (1955)

Para uma estimativa da área dos secadores, o Quadro 1 fornece uma lista de equações pelas quais pode-se estimar a área do secador necessária para atingir a secagem nas seguintes condições:

1. Matéria seca por unidade de tempo
2. Remoção de umidade por unidade de tempo
3. Fluxo de ar
4. Condição inicial do ar e temperatura
5. Condição final do ar e temperatura

Para aplicar as equações do Quadro 1, alguns dados têm de ser obtidos:

1. Condição de saída no secador
2. Coeficientes de transferência de calor
3. Conteúdo crítico de umidade

As condições de saída do secador são determinadas para coincidir com as limitações de temperatura do material seco e umidade relativa suportada pelos gases de exaustão.

Os coeficientes de transferência de calor variam com o desenho do secador. Em caso de secagem indireta o coeficiente global de transferência de calor $q = U A \Delta T$ não é facilmente determinado, mas algumas considerações podem ser feitas para condições normais de temperatura. Os coeficientes variam entre 5 e 30W/m²K sem agitação do material. Em secadores rotativos diretos entre 30 e 90W/m²K. Valores mais altos podem ser alcançados por meio de agitação (entre 90 e 150W/m²K).

Sob temperaturas superiores a do vapor, as trocas térmicas são intensificadas pelo efeito radiante.

O ponto de transição da taxa constante para a taxa decrescente de secagem (referida na literatura como ponto crítico) é essencialmente função do material e não pode ser determinado sem testes de secagem. É preciso lembrar que o ponto crítico não é necessariamente constante, variando inclusive com a taxa de secagem e a espessura do material.

Nas equações do Quadro 1, assume-se que não há perdas de calor por radiação. Na prática o produto tem de ser primeiramente aquecido até a temperatura de evaporação até que a secagem atinja uma taxa considerável.

Para efetuar o cálculo da área sugere-se o seguinte procedimento:

1. Selecionar a condição final de secagem na carta psicrométrica
2. Desconsiderar o pré-aquecimento, radiação e superaquecimento.
3. Calcular o fluxo de ar pelo balanço global:

$$G = \frac{M \cdot (X_f - X_o)}{H_f - H_o} \quad (1)$$

4. Calcular o coeficiente convectivo de transferência de calor (em W/m^2K e velocidade em m/s) utilizando uma das três equações empíricas:

A. Fluxo de ar paralelo sobre uma superfície plana:

$$h_c = 0,18627 \times V_p^{0,8} \quad (2)$$

B. Fluxo de ar perpendicular a uma superfície:

$$h_c = 3,2468 \times V_p^{0,37} \quad (3)$$

C. Fluxo de ar cruzado ($Re > 350$):

$$h_c = 3,2468 \times V_p^{0,37} \cdot (1 - \epsilon) \cdot c_s / \phi^{0,41} \quad (4)$$

5. Avaliar o ponto de transição das taxas, se possível, experimentalmente.
6. Calcular a área de secagem usando a equação do quadro 1 apropriada considerando:

$$A_t = A_c + A_d \quad (5)$$

As equações (10 e 11) são limitadas à secagem sob condições constantes de temperatura do material, temperatura, velocidade e direção do ar. A temperatura e a umidade variam especialmente em operação contínua. Neste caso, as equações 12 a 20 são mais apropriadas. A equação 16 é aplicável à maioria dos secadores em batelada convectivos comercialmente disponíveis.

7. Efetuar, caso necessite, correções para o pré-aquecimento, radiação e superaquecimento, multiplicando a área total A_t por um fator de segurança.

Nas equações, o valor ' r_p ' é a razão psicrométrica e para a mistura ar-vapor d'água é considerada como tendo um valor unitário, e neste caso :

$$\frac{h_c}{K_H} = c_s \quad (20)$$

Para outras misturas ou quando o valor não puder ser avaliado experimentalmente, 'r_p' pode ser deduzido da equação:

$$r_p = \frac{h_c}{K_H \cdot c_s} = \frac{(D_g/m_g) + 21}{(c_s/k_g) + 21} \quad (21)$$

Para a maioria dos líquidos orgânicos 'r_p' fica entre 1,5 e 2,0.

Quadro 1: Equações para cálculo da área de secadores convectivos.

Fonte: LAPPLE, CLARK & DYBDAL (1955)

| Condição de secagem | |
|---|--|
| Acima do ponto crítico | Abaixo do ponto crítico |
| 1. Condições de secagem constante em batelada. | |
| $A_c = \frac{\lambda \cdot (X_o - X_f)}{h_c \cdot (T_G - T_{BU})} \cdot \frac{M_b}{\theta_c} \quad (6)$ | $A_f = \frac{M_b}{\theta_f} \cdot \frac{\lambda \cdot X_c}{h_c \cdot (T_G - T_{BU})} \cdot \text{Ln} \frac{X_o}{X_f}$ |
| 2. Condições variáveis de secagem | |
| a. Secador adiabático com fluxo contra-corrente | |
| $A_c = G \cdot r_p \cdot \left(\frac{c_s}{h_c} \right) \cdot \text{Ln} \left\{ \frac{\left[1 - \left(\frac{M}{G \cdot R} \right) \left(\frac{X_c - X_f}{T_G - T_{BU}} \right) \left(\frac{\lambda}{c_s} \right) \right]}{\left[1 - \left(\frac{M}{G \cdot R} \right) \left(\frac{X_o - X_f}{T_G - T_{BU}} \right) \left(\frac{\lambda}{c_s} \right) \right]} \right\} \quad (8)$ | $A_c = G \cdot r_p \cdot \left(\frac{c_s}{h_c} \right) \cdot \left\{ 1 / \left[\frac{X_f}{X_c} + \left(\frac{G \cdot r_p}{M} \right) \left(\frac{T_G - T_{BU}}{X_c} \right) \left(\frac{c_s}{\lambda} \right) \right] \right\} \times \text{Ln} \left\{ \left(\frac{X_c}{X_f} \right) / \left[1 - \left(\frac{M}{G \cdot r_p} \right) \left(\frac{X_c - X_f}{T_G - T_{BU}} \right) \left(\frac{\lambda}{c_s} \right) \right] \right\} \quad (9)$ |
| b. Secador adiabático com fluxo paralelo | |
| $A_c = G \cdot r_p \cdot \left(\frac{c_s}{h_s} \right) \cdot \text{Ln} \left\{ 1 / \left[1 - \left(\frac{M}{G \cdot R} \right) \left(\frac{X_o - X_f}{T_G - T_{BU}} \right) \left(\frac{\lambda}{c_s} \right) \right] \right\} \quad (10)$ | $A_c = G \cdot R \cdot \left(\frac{c_s}{h_s} \right) \cdot \left\{ 1 / \left[\frac{X_f}{X_c} + \left(\frac{G \cdot r_p}{M} \right) \left(\frac{T_G - T_{BU}}{X_c} \right) \left(\frac{c_s}{\lambda} \right) \right] \right\} \times \text{Ln} \left\{ \left(\frac{X_c}{X_f} \right) \frac{\left[1 - \left(\frac{M}{G \cdot r_p} \right) \left(\frac{X_o - X_c}{T_G - T_{BU}} \right) \left(\frac{\lambda}{c_s} \right) \right]}{\left[1 - \left(\frac{M}{G \cdot r_p} \right) \left(\frac{X_o - X_f}{T_G - T_{BU}} \right) \left(\frac{\lambda}{c_s} \right) \right]} \right\} \quad (11)$ |
| c. Secador adiabático intermitente | |
| $A_c = G \cdot r_p \cdot \left(\frac{c_s}{h_c} \right) \cdot \text{Ln} \left\{ 1 / \left[1 - \left(\frac{M}{G \cdot r_p \cdot \theta_c} \right) \left(\frac{X_o - X_f}{T_G - T_{BU}} \right) \left(\frac{\lambda}{c_s} \right) \right] \right\} \quad (12)$ | |

d. Secador não adiabático com fluxo contra-corrente

$$Ac = \frac{G \cdot \lambda}{h_c} \int_{y_o+\psi}^{y_o+\xi} [1/(T_G - T_{BU})] dH_G$$

$$Ac = \frac{X_c \cdot G \cdot \lambda}{h_c} \int_{y_o}^{y_o+\psi} [1/(X_f + (G/M)(H_G - H_o))(T_G - T_{BU})] dH_G \quad (14)$$

e. Secador não adiabático com fluxo paralelo

$$Ac = \frac{G \cdot \lambda}{h_c} \int_{y_o}^{y_o+\xi} [1/(T_G - T_{BU})] dH_G$$

$$Ac = \frac{X_c \cdot G \cdot \lambda}{h_c} \int_{y_o+\zeta}^{y_o+\xi} [1/(X_o + (G/M)(H_G - H_G))(T_G - T_{BU})] dH_G \quad (16)$$

com

$$\xi = (M/G)(X_o - X_f)$$

$$\psi = (M/G)(X_c - X_f)$$

$$\zeta = (M/G)(X_o - X_c)$$

$$r_p = h_c / (K_H c_s)$$

(17)

Alguns tipos específicos de secadores requerem velocidades do gás específicas e tempo de residência do sólido adequados. Em secadores de fluxo cruzado, a velocidade do ar varia entre 1,2 e 1,8m/s. Se houver alta formação de pó, especialmente na descarga, a velocidade é reduzida para 0,3 a 0,6m/s.

Em secadores pneumáticos a velocidade do gás deve ser duas vezes maior que a velocidade mínima de fluidização do material. Em geral variam entre 15 e 60m/s, para cálculos aproximados pode-se assumir 24m/s. A carga de sólido em geral é da ordem de 0,25 a 0,5kg_{ms}/kg_{ar seco}, mas valores até 1kg_{ms}/kg_{ar seco} podem ser tolerados dependendo de como o secador manipula o material.

Em secadores de leito fluidizado a velocidade do gás será de aproximadamente 10% da velocidade de arraste do material.

O volume da câmara de secagem e a carga da câmara podem ser avaliados em função da área do material exposta para a secagem:

$$\text{Superfície exposta} = S [=] \text{m}^2 / \text{m}^3 \quad (22)$$

$$\text{Volume da câmara} = V_c = At/S [=] \text{m}^3 \quad (23)$$

$$\text{Carga da câmara} = M_c = \rho_b \cdot At/S [=] \text{Kg} \quad (24)$$

Note-se que este cálculo deve ser feito para operações contínuas, uma vez que em batelada a carga e o volume da câmara são sinônimos da capacidade de processamento.

Em equipamentos contínuos de fluxo cruzado, 'S' deve ser estimado de modo que a espessura do material mantenha um ponto crítico igual ao utilizado no cálculo.

Em leitos fluidizado ou de fluxo cruzado a espessura do leito tem pouca importância exceto pelo efeito na perda de carga do ventilador. Mas, em fluxo cruzado, a espessura do leito pode interferir na taxa de secagem movendo o ponto de transição de taxas de secagem. O tempo de secagem em taxa constante pode se estender ou alterar o comportamento da taxa decrescente.

Na secagem em batelada a espessura do leito está implícita nas condições de secagem (teor de água a ser evaporado de certa quantidade de material em um intervalo de tempo específico). Entretanto, em secagem contínua, a espessura do leito é calculada independentemente da área do secador.

Se a espessura é muito fina o ponto crítico será mais alto, a taxa decrescente será mais côncava. Consequentemente a área deverá ser maior para completar a secagem.

Quando estimamos o ponto de transição é preciso lembrar que ele pode modificar-se em função da umidade, espessura e velocidade do ar. Qualquer determinação experimental aumenta a confiabilidade no cálculo.

O engenheiro deve ter em mente que mesmo que a área calculada para uma espessura determinada resulte em um desempenho correto, é possível aumentar a espessura sem aumentar a área de forma significativa.

Em leito de fluxo cruzado, 'S' deve corresponder à superfície total das partículas pelo volume total de material, isto é a *Superfície exposta*. Para partículas não esféricas, o valor pode ser estimado pela equação:

$$S = 6 \cdot (1 - \varepsilon) / (\phi \cdot d_p) \quad (25)$$

Finalmente, o tempo de residência é dado por:

$$\theta = \frac{\rho_b \cdot At}{M \cdot S} \quad (26)$$

A velocidade do gás, a carga da câmara ou o tempo de residência são determinados. O volume da câmara de secagem deve atender estas exigências. No caso da secagem em batelada, deve-se determinar o tempo do ciclo de operação. Esta escolha pode depender não só do processo de secagem, mas também das etapas anteriores e posteriores à secagem, ou determinada pelo menor custo de operação. Mais importante, porém é garantir o desempenho com um mínimo de interrupção no processo.

A forma exata para se traduzir a área total em tempo de residência e velocidade do gás em dimensões específicas do secador depende da forma, arranjo e tipo de secador. Este método pode simplificar o cálculo da área de secagem (como em uma câmara simples de secagem) ou dificultar o cálculo (por exemplo, em um secador rotativo, tendo em conta a velocidade de rotação, o ângulo de inclinação e outras variáveis que interferem no desempenho).

Em alguns casos, a área total pode ser desconsiderada. Como no cálculo do leito fluidizado em que o volume de ar é calculado segundo o balanço de calor e velocidade do ar

necessária para a fluidização. Calcula-se a câmara de secagem para permitir o fluxo de ar suficiente para a fluidização.

Mesmo no caso do leito fluidizado a área terá de ser calculada, porém de forma mais simples, pois o valor 'S' e o tempo de residência determinam a área de secagem. Deve-se lembrar que o fluxo de ar tem de ser o suficiente para a retirada da água evaporada. Nem toda a água estará imediatamente disponível para a evaporação. A umidade mais interna pode não estar se difundindo suficientemente rápido e o material não estará tirando proveito do meio de secagem. Neste caso a redução do material deve ser considerada, se isto não for possível o tempo de residência deve ser estendido.

NONHEBEL & MOSS (1971)

Este é um dos mais importantes livros disponíveis relacionados a dimensionamento de secadores disponível. É possível fazer estimativas razoáveis do desempenho do secador durante o período constante de secagem aplicando as expressões de transferência de massa e calor e um simples balanço de massa em cada tipo particular de circulação de ar. Porém é virtualmente impossível proceder qualquer estimativa do período decrescente de secagem sem medições experimentais do material a ser seco. Assim, os autores recomendam fazer testes de secagem em um equipamento flexível como um secador de bandejas sempre que possível. Se não, o desempenho pode ser deduzido a partir da analogia com materiais semelhantes.

Taxa constante de secagem

O mecanismo de taxa constante é aquele em que a evaporação de uma superfície líquida associada a um sólido se dá sem interferência deste último. A taxa de secagem é então determinada pela taxa de difusão de vapor na superfície do material. A superfície, então, tenderá a atingir a temperatura de bulbo úmido correspondente à temperatura e umidade do fluxo de gás secante. Se as condições do gás permanecerem constantes, a temperatura na superfície também permanecerá constante.

Do mesmo modo, a pressão parcial e a umidade na superfície do material serão a pressão parcial de saturação e umidade de saturação da temperatura de bulbo úmido.

A taxa instantânea de secagem pode ser expressa como:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{h_c A (T_G - T_S)}{\lambda} = K_p A (p_S - p_G) = K_p A \frac{PM_G}{PM_A} (P - p)_{ml} (H_S - H_G) = K_H A (H_S - H_G) \quad (27)$$

Integrada para o período de taxa constante:

$$R_c = \frac{(X_0 - X_{TR})M_S}{A\theta_c} = \frac{h_c (T_G - T_{BU})}{\lambda} = K_p (p_{BU} - p_G) = K_H (H_{S,BU} - H_G) \quad (28)$$

Taxa decrescente de secagem

Neste período, a secagem é controlada pela taxa de migração interna do líquido até a superfície do sólido onde ocorre a evaporação. O calor transferido para a superfície cai progressivamente em compensação ao decréscimo na taxa de transferência de massa dentro do material, nas mesmas condições, a temperatura na superfície sobe até a temperatura do gás secante quando a secagem se completa. A redução na taxa de transferência de calor pode ser expressa, então, em função do aumento da temperatura na superfície do material. Conforme já visto, a combinação das equações (29) e (30) fornece uma equação geral para o período decrescente de secagem:

$$R_d = \frac{(X_{TR} - X_d)M_S}{A\theta_d} = \frac{h_c}{\lambda} \int_0^{T_G - T_{BU}} d(T_G - T_S) \quad (29)$$

$$R_d = \frac{(X_{TR} - X_d)M_S}{A\theta_d} = \int_0^{(K_p)_c} dK_p \int_0^{(p_{BU} - p_G)} d(p_S - p_G) = \int_0^{(K_H)_c} dK_H \int_0^{(H_{S,BU} - H_G)} d(H_S - H_G) \quad (30)$$

Secagem por condução

Para a condução deve-se considerar que a taxa de secagem depende da quantidade de calor fornecida para a secagem:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{1}{\lambda} \frac{dq}{dt} \quad (31)$$

A taxa de calor fornecida é dada pela relação entre o diferencial de temperatura entre a fonte, o material e a área de contato:

$$\frac{dq}{dt} = U \cdot A_h \cdot (T_h - T_s) \quad (32)$$

Integrando para todo o período de secagem:

$$R_m = \frac{(X_o - X_f) \cdot M_b}{A_h \cdot \theta_m} = \frac{U_m}{\lambda} \cdot (T_h - T_s) \quad (33)$$

Pode ser simplificada para:

$$R_m = \frac{(X_o - X_f) \cdot M_b}{A_h \cdot \theta_m} = \frac{k_c}{\lambda} \cdot (T_h - T_{bu}) \quad (34)$$

Secador de bandejas em batelada

Convecção

Em geral o calor é transferido ao material pelo ar aquecido e a água é removida na forma de vapor pela corrente de ar. Quando o calor é transferido por convecção, a taxa de secagem pode ser expressa em termos da temperatura e umidade do gás de secagem e teremos a relação:

$$R_c = \frac{(X_o - X_{TR})M_s}{A\Theta_c} = \frac{h_c(T_G - T_{BU})}{\lambda} = K_p(p_{BU} - p_G) = K_H(H_{S,BU} - H_G) \quad (35)$$

Radiação

Se parte do calor é fornecida por radiação, a temperatura superficial do produto, na taxa constante, poderá superar a temperatura de bulbo úmido do material. Neste caso, a temperatura superficial poderá ser avaliada por tentativa e erro ou pelo balanço de calor e massa, simplificado na relação:

$$T_g - T_s + \frac{h_r \cdot (T_r^* - T_s^*)}{h_c} = (H_{S,BU} - H_G) \cdot \frac{\lambda}{c_s} \quad (36)$$

É importante lembrar que o fluxo de gás afeta os coeficientes de transferência de calor e massa. Mantidos os outros fatores, a taxa de secagem aumentará com o aumento da velocidade do gás. No período de taxa constante, as relações de transferência de calor podem ser usadas para avaliar o impacto da velocidade do gás, empiricamente, em um sistema ar-água e fluxo de ar paralelo à superfície:

$$h_c = 0,32367 \cdot (G/S_t)^{0,8} \quad (37)$$

Na taxa decrescente, o efeito da transferência de calor fica reduzido e é impossível prever o efeito da velocidade do ar sobre a taxa de secagem.

Fluxo de ar cruzado

Na secagem em batelada com fluxo de ar cruzado, o gás de secagem é insuflado através do material de secagem em uma bandeja perfurada. As condições externas pouco mudam. O efeito sobre a taxa decrescente também é difícil de prever, mas em geral é mais rápida que o período previsto com o fluxo de ar paralelo. A espessura deixa de ter grande influência na migração da água, o parâmetro mais importante é o diâmetro médio da partícula. Portanto, a carga será limitada não pela secagem, mas pela perda de carga e custo de aquecimento do gás. A equação pode ser reformulada para refletir o efeito do diâmetro médio da partícula sobre taxa de secagem:

$$R_c = \frac{(X_o - X_c)M_b}{A\theta_c} = \frac{146(G/S_t)^{0,59}}{d_p} (H_{S,BU} - H_G) \quad (38)$$

Vácuo

Neste processo, durante a evaporação o sólido tende a assumir a temperatura do ponto de ebulição do líquido e então permanecer constante durante a secagem. Como a temperatura varia próxima à do ponto de ebulição pode-se assumir que o diferencial de temperatura permanece constante durante a secagem, isto é, a resistência à secagem não aumenta durante o processo.

Neste fenômeno podemos aplicar a mesma equação utilizada para a condução. A transferência por radiação é desprezível em temperaturas inferiores a 100°C. Deve-se limitar a espessura do material entre 2,5 e 4cm, sem agitação e sem o endurecimento superficial para aplicar a equação utilizada para a condução.

Secadores com agitação

A secagem em bandejas com agitação pode ser considerada como evaporação abaixo da temperatura do ponto de ebulição do líquido. A secagem pode ser então avaliada pelo fluxo

de calor da parede aquecida para o material. As resistências ao fluxo de calor são o próprio material e filme de sólidos aderido à parede.

Em qualquer momento o fluxo de calor pode ser dado pela equação:

$$\frac{dq}{dt} = U \cdot A_h \cdot \Delta T \quad (39)$$

O coeficiente global de transferência de calor é dado por:

$$U = 1 / \left(\frac{1}{h_{c,vapor}} + \frac{1}{h_{c,parede}} + \frac{1}{h_{c,produto}} \right) \quad (40)$$

Durante a secagem o coeficiente global “U” e a diferença das temperaturas decrescem até o fim da secagem. Se estes valores podem ser determinados com precisão, o fluxo total de calor pode ser determinado gráfica ou matematicamente assumindo a relação:

$$\frac{dq}{dt} = A_h \cdot f_1(X) \cdot f_2(X) \quad (41)$$

Infelizmente os coeficientes de transferência de calor e as diferenças de temperatura não podem ser determinados com precisão. Assim, para propósitos como o projeto de um secador com bandejas agitadas a seguinte equação simplificada é considerada suficientemente precisa:

$$\frac{q}{t} = U_m \cdot A_h \cdot \Delta T_m \quad (42)$$

Para o tipo de material usualmente seco em bateladas agitadas, o valor de “U_m” recai em torno de 10 a 85W/m²°C, este valor é normalmente proporcional à umidade do material e independe da pressão de operação.

Secadores contínuos em bandeja ou esteira

Este grupo de secadores está subdividido em três tipos:

- Em esteira com circulação de ar cruzado;
- Em esteira com fluxo de ar paralelo;
- Condutivo em esteira.

Em esteira com circulação de ar cruzado

A secagem ocorre devido ao fluxo de gás aquecido através de uma camada delgada de material particulado que se move através do secador. O leito usualmente, não é maior que 5cm. O material permanece estático em relação à bandeja e o sistema é análogo à secagem em batelada com fluxo de gás cruzado.

Em secagem por convecção, para o período constante, pode-se usar a equação (35). Porém, na secagem contínua, com fluxo de ar cruzado, a relação da área superficial das partículas não é claramente definida e por isto é mais conveniente usar a seção do leito de secagem constante 'Ac' como área de referência 'A'. Assim sendo, para :

$$R_c = \frac{\Delta H_2O(\text{arrastado no Gás})}{A} = K_H (\Delta H)_{ml} \quad (43)$$

Temos:

$$R_c^* = \frac{\Delta H_2O}{A^*} = \frac{\Delta H_2O}{A_c} = K_H^* (\Delta H)_{ml} \quad (44)$$

Ou seja:

$$R_c^* = K_H (\Delta H)_{ml} \frac{A}{A_c} = K_H (\Delta H)_{ml} \frac{A \cdot L}{M_c} = K_H^* (\Delta H)_{ml} \quad (45)$$

Portanto temos o coeficiente de massa corrigido por:

$$K_H^* = K_H \frac{A \cdot L}{M_c} \quad (46)$$

O diferencial de umidade deve ser expresso em termos da média logarítmica, então:

$$R_c^* = \frac{(X_o - X_c) \cdot M_b}{A^* \theta_c} = K_H^* (H_{S,BU} - H_G)_{ml} = K_H^* (\Delta H)_{ml} \quad (47)$$

Sendo M/A^* a carga no secador ($\text{kg}_{\text{ms}}/\text{m}^2$), considerando que a espessura do leito e a carga do leito estão homogeneamente distribuídas, a equação pode ser reescrita na seguinte forma:

$$R_c^* = (X_o - X_c) \cdot L_s / \theta_c \quad (48)$$

Assim, para o projeto do equipamento, pode-se calcular a área em termos do fluxo de material:

$$\theta = A^* L_s / M \quad (49)$$

$$A^* = (X_0 - X_c) M / R_c^* \quad (50)$$

Em esteira com fluxo de ar paralelo

Neste caso a secagem ocorre pela passagem do gás aquecido sobre a superfície do material úmido. Novamente, se considerarmos o material estacionário em relação ao gás, o sistema será análogo ao secador em batelada com fluxo de ar cruzado.

A secagem é convectiva e as equações básicas de transferência de calor e massa são aplicáveis. A área de troca é, em geral, a mesma área da esteira. Assim, para o período de taxa constante a área pode ser expressa em função do fluxo de matéria seca:

$$A_c = (X_o - X_c) M / R_c \quad (51)$$

O efeito da velocidade do gás pode ser deduzido das equações adimensionalizadas de transferência de calor encontradas na literatura. Para um fluxo paralelo e sistema ar-água:

$$R_c = 0,052(G/S_t)^{0,8} (H_{s,BU} - H_G)_{ml} \quad (52)$$

Uma vez que a secagem ocorre somente na superfície exposta do material, a espessura do leito afeta a taxa de secagem. O efeito não será direto sobre a taxa constante, pois esta depende unicamente da área de exposição, mas sobre o ponto de transição da taxa de secagem e sobre a curvatura da taxa decrescente de secagem. Em geral, quanto menor a espessura do material, mais baixo o ponto crítico e maior a curvatura da taxa decrescente. Não é possível prever, entretanto, quantitativamente o efeito da espessura e por isso recomenda-se o uso de dados experimentais.

Condutivo em esteira

A secagem ocorre pelo calor conduzido pela esteira e em geral este secador opera à vácuo. A secagem decorre da evaporação direta do líquido e os períodos constante e

decrecente não são claramente distintos. O processo pode ser descrito pela equação de condução 28.

A área pode ser expressa em termos do fluxo de matéria seca:

$$A = \frac{(X_o - X_f)M}{R_m} \quad (53)$$

Secador em Tambor

A secagem em tambores aquecidos se processa pela transferência de calor da parede do tambor para o filme de material a ser seco. A evaporação é expressa pela equação:

$$\frac{q}{\theta_{ib}} = 10^{-3} UA_h (T_h - T_{bu}) \quad (54)$$

O coeficiente global de transferência de calor é dado pela equação (40):

A taxa decrescente toma de 80 a 98% do tempo de secagem, a temperatura do filme sólido cresce enquanto a taxa de transferência de calor decresce. Durante o período decrescente as propriedades térmicas individuais não podem ser calculadas e não se aplica a equação (48). Para aplicar a equação (47) é necessário assumir um valor para o coeficiente global de transferência de calor. O coeficiente global varia de 60W/m²°C, em um material difícil de ser seco, a 400W/m²°C, em um material fácil de ser seco.

Secador de leito fluidizado

Primeiramente, o fluxo de gás é determinado para garantir uma razoável relação entre a uniformidade da fluidização e o arraste do material, associado às exigências do balanço de calor. Este valor deve permanecer constante em todo cálculo e poderá ser obtido experimentalmente. Assumindo que o material seco e os gases saem do leito na mesma temperatura deste, então é possível determinar relações entre a secagem em leito fluidizado e a secagem de um material qualquer.

Balanço de Umidade:

$$G(H_f - H_o) = M(X_o - X_f) \quad (55)$$

Balanço de Massa:

$$M(X_f - X_o) = M_c K_m^* \Delta H_{ml} \quad (56)$$

Balanço de Calor:

$$M[(c_s + c_w X_f)T_s^f - (c_s + c_w X_o)T_s^o] + G[(c_g + c_v H_o)T_g^o - (c_g + c_v H_f)T_g^f] + M(X_f - X_o)\lambda = UA\Delta T_{ml} \quad (57)$$

Rotativo Direto

O tempo de residência é a peça chave para o dimensionamento de um secador rotativo direto. O cálculo do tempo de residência é dado pela relação:

$$\theta = M_c L / M \quad (58)$$

O tempo de residência é determinado pela rotação ' ω ', velocidade do gás de secagem ' V_g ', diâmetro ' D_s ', inclinação ' γ ' e comprimento ' L ' do secador. Segundo Nonhebel e Moss (1971) há a relação descrita por Saeman e Mitchell também largamente utilizada:

$$\theta = \frac{L}{c \omega D_s (\gamma + d V_g)} \quad (59)$$

Usualmente ' ω ' fica próximo de 3 rpm em equipamentos grandes, uma rotação maior pode intensificar a transferência porém o consumo maior de energia não será compensador. O valor de ' c ' é função da forma do secador e está entre 2 e π . O valor ' d ' é função da forma do material e está entre 9×10^{-4} e $1,5 \times 10^{-3}$. O diâmetro do secador pode ser deduzido por:

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot V_z}{\pi \cdot V_g \cdot (1 - \phi)}} \quad (60)$$

Obs.: ϕ é a fração do leito em área ocupada pelo fluxo de gás, o valor indicado é 85%.

JUMAH & MUJUMDAR (1993)

Um programa de computador para o projeto de secadores contínuos em leito fluidizado é apresentado. No desenvolvimento do programa é apresentada também a base de cálculo deste secador.

Para determinar as dimensões do secador são calculadas área e altura do leito da seguinte forma:

$$\text{Área do leito : } A_{\ell} = \frac{G}{\rho_g \cdot V_g} \quad (61)$$

$$\text{Altura do leito : } h = \frac{M_c}{A_{\ell} \cdot \rho_g (1 - \varepsilon)} \quad (62)$$

Porém, a carga de material no leito está limitada à capacidade de secagem do leito:

$$\text{Capacidade de secagem : } E_v = M(X_f - X_o) \quad (63)$$

$$\text{Carga : } M_c = M(1 + X_o)\theta \quad (64)$$

$$\text{Fluxo de gás : } G = M \frac{[(c_s + c_w X_f)T_s^f - (c_s + c_w X_o)T_s^o]}{[(c_g + c_v Y_o)T_g^o - (c_g + c_v Y_f)T_g^f]} \quad (65)$$

O fluxo de gás não é limitado pela equação (55) mas é limitado pelo fluxo de gás necessário para vencer a perda de carga e fluidizar o material que devem ser estimados experimentalmente.

MABROUK & BELGHITH (1994)

O modelo é desenvolvido para um túnel de secagem em batelada com bandejas. O dimensionamento baseia-se na curva de secagem de um produto específico, a uva. A partir da curva de secagem, calcula-se a taxa de secagem e as dimensões do secador.

Inicialmente é definida a umidade adimensional:

$$Y = \frac{(X(t) - X_e(T))}{(X_o - X_e(T))} \quad (66)$$

A taxa adimensional de secagem é

$$R/R_c = f(Y, T); \quad R = dY / dt \quad (67)$$

A taxa constante de secagem 'R_c' é dada por:

$$R_c = l_1 \cdot G^{l_2} \cdot (H_{S.BU} - H_0) \quad (68)$$

Para a predição do comportamento da taxa de secagem é sugerido o seguinte polinômio:

$$f(Y, T) = Y + Y(1 - Y)[m_1 - m_2YZ] \quad (69)$$

Conhecendo a taxa de secagem, o secador é dimensionado aplicando os balanços de umidade:

$$\rho_g G \frac{dH}{dL} = -(1 - \varepsilon)\rho_s \frac{dY}{dt} \quad (70)$$

E o balanço de calor :

$$\rho_g G c_g \frac{dT_g}{dL} = US(T_s - T_g) \quad (71)$$

Combinando os balanços :

$$[\lambda + (c_v - c_w)T_s] \rho(1 - \varepsilon) \frac{dY}{dt} = UA(T_s - T_g) \quad (72)$$

ZAHED, ZHU & GRACE (1995)

O modelo é desenvolvido para leito fluidizado a partir da relação entre as fases densa e de borbulha como no esquema da Figura 1:

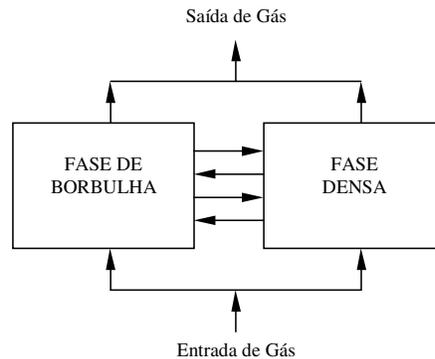


Figura 1 - Modelo de leito fluidizado com os sólidos restritos à fase densa.

Da lei de conservação de massa ou energia:

$$\begin{pmatrix} \text{Fluxo de} \\ \text{Massa ou} \\ \text{Energia} \end{pmatrix}_{\text{Entrada}} - \begin{pmatrix} \text{Fluxo de} \\ \text{Massa ou} \\ \text{Energia} \end{pmatrix}_{\text{Saída}} = \begin{pmatrix} \text{Taxa de acúmulo de} \\ \text{Massa ou Energia} \end{pmatrix} \quad (73)$$

O balanço de massa na fase densa será:

$$-M = \rho(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_{mf}) \frac{d\bar{X}}{dt} \quad (74)$$

E os correspondentes balanços de energia:

$$q - M\rho(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_{mf})(c_s + c_w \bar{X}) \frac{dT_s}{dt} = \lambda M(X_f - X_o) \quad (75)$$

E o balanço de umidade:

$$\frac{6K_b \rho_g \varepsilon_b}{D_b} (H_f - H_d) - \frac{\rho_g G_d}{V_\ell} (H_d - H_o) + M = \rho_g \varepsilon_{mf} (1 - \varepsilon_b) \frac{dH_d}{dt} \quad (76)$$

Combinadas, as equações resultam na equação geral, que pode prever o comportamento da secagem no leito fluidizado:

$$M\rho(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_{mf})(c_s + c_w \bar{X}) \frac{dT_s}{dt} = \frac{\rho_g G_d}{V_\ell} (c_G + c_v H_o)(T_g^o - T_p) - \lambda \left[\frac{6K_b \rho_g \varepsilon_b}{D_b} (H_f - H_d) - \frac{\rho_g G_d}{V_\ell} (H_d - H_o) \right] \quad (77)$$

KEMP & BAHU (1995)

O cálculo para secadores convectivos e condutivos é diferente. No primeiro caso o parâmetro principal é o fluxo de gás ‘G’, que é calculado pelo balanço de calor e massa. O uso da carta psicrométrica é de grande valia. Dada uma umidade absoluta e temperatura do gás de entrada a condição de saída é facilmente avaliada. Pelo balanço de massa - equação (55) – obtém-se ‘G’.

Conhecendo o valor de ‘G’ podemos avaliar (ao assumir uma velocidade do gás ‘V_g’) a seção transversal e estimar as dimensões do secador. Uma estimativa do tempo de residência é dada pelo comprimento do secador, que pode ser calculado com base na transferência de massa e calor:

$$L = V_s E = V_s (X_o - X_f) / R_d A \quad (78)$$

Em secadores condutivos, o parâmetro escolhido é a área de transferência 'A', que é calculada em função da taxa de evaporação, assumindo o controle pela transferência de calor:

$$Ah_c = M (X_o - X_f) \lambda / \Delta T \quad (79)$$

BORDE, DUKHOVNY & ELPERIN (1997)

O algoritmo é desenvolvido para o cálculo de um secador em leito fluidizado e estabelece relações de transferência de massa e calor que representam o processo de secagem.

Período Constante

A taxa de secagem será dada por :

$$\frac{-h_c A (T_g - T_s)}{L} = \frac{\lambda M}{V_p} \frac{dX}{dt} \Rightarrow A = \frac{\lambda M (X_o - X_f)}{h_c (T_g - T_s)} \quad (80)$$

E o tempo de secagem será :

$$\theta_c = \frac{M (X_o - X_c)}{AK_m} \quad (81)$$

Período Decrescente

A taxa de secagem será dada por:

$$-\frac{dX}{dt} = \frac{h_c A}{\lambda} (T_s^o - T_s) \left(\frac{X_d}{X_c} \right)^n \quad (82)$$

E o tempo de secagem será:

$$\theta = \frac{M}{AK_m} \left[X_c - X_f \left(\frac{X_c}{X_f} \right)^n \right] \quad (83)$$

Os coeficiente de transferência de calor são deduzido nas relações :

$$h_c = 0,15 \cdot \frac{k_g}{d_p} \cdot Re^{0,35} \cdot Ar^{0,25} \Rightarrow V_m \leq V_g \leq V_o$$

ou

$$h_c = 0,051 \cdot \frac{k_g}{d_p} \cdot Re^{0,12} \cdot Ar^{0,25} \Rightarrow V_o \leq V_g \leq V_a$$
(84)

Com os adimensionais :

Número de Reynolds :

$$Re = \frac{V_g d_p}{\nu_g}$$
(85)

Número de Arquimedes:

$$Ar = \frac{d_p^3 g (\rho - \rho_g)}{\nu_g^2 \rho_g}$$
(86)

Os limites da equação (84) são as velocidades:

$$\text{Mínima de Fluidização: } V_m = V_g \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{(\rho - \rho_g)}}$$
(87)

$$\text{Ótima: } V_o = 0,547 \cdot \sqrt{Ar} \cdot \frac{\nu_g}{d_p}$$
(88)

$$\text{de Arraste: } V_a = \frac{Ar}{18 + 0,6 \cdot \sqrt{Ar}} \cdot \frac{\nu_g}{d_p}$$
(89)

O coeficiente de transferência de massa no cálculo dos tempos de secagem é deduzido da relação para o Número de Sherwood :

$$Sh = \frac{K_m \cdot d_p}{\rho \cdot D_{ef}} = \frac{2 + 0,6 \cdot Re^{0,5} \cdot Sc^{0,3333}}{(1 + B)^{0,7}}$$
(90)

Com os adimensionais:

$$\text{Número de Schmidt: } Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{ef}}$$
(91)

$$\text{Número de Spaulding: } B = \frac{c_w \cdot (T_g - T_{bu})}{\lambda} \quad (92)$$

FYHR & KEMP (1999)

Os autores apresentam outro modelo de leito fluidizado. O dimensionamento é baseado, novamente, no balanço de massa:

$$nS_p = \rho_g K_m S_p (H_p - H_G) \quad (93)$$

E no balanço de calor :

$$q = h_c S_p (T_s - T_g) + nS_p \lambda \quad (94)$$

O modelo que expressa a secagem no leito fluidizado é dado por:

$$\frac{dX}{dt} = \nabla(-\rho D_{eff} \nabla X) \quad (95)$$

De uma forma simplificada e, combinado com os balanços de massa e calor, tem-se:

$$X_f = X_o \left[1 - \frac{G}{nS_p} (H_f - H_o) \right] = X_o \left[1 - \frac{Gc_p}{nS_p \lambda} (T_o - T_f) \right] \quad (96)$$

DIMENSÃO DO SECADOR

No desenvolvimento dos modelos para dimensionamento de secadores, pode-se notar que o grau de complexidade e o aprofundamento no fenômeno de secagem diferem em cada publicação.

Um aspecto que evidencia este aprofundamento é a análise do fenômeno de secagem como um fenômeno global encerrado em um volume de controle. Neste caso são analisados somente os balanços globais e as dimensões resultantes são as necessárias para atendê-lo, e é o que se observa em Fyhr e Kemp (1999) e Kemp e Bahu (1995). Embora não se atenham ao fenômeno de secagem, alguns autores detalham certas particularidades dos equipamentos como: Jumah e Mujumdar (1993) e Zahed, Zhu e Grace (1995).

Lapple, Clark e Dybdal (1955), Nonhebel e Moss (1971), Marbrouk e Belghith (1994) estendem a análise do fenômeno ao dividi-lo em dois períodos de secagem, o de taxa constante e o de taxa decrescente. Keey (1978) sempre usa a divisão em períodos e a análise das taxas de secagem para a compreensão do fenômeno de secagem. Este procedimento exige a determinação experimental da curva de secagem do material/secador.

SECADORES CONVECTIVOS

Nesta categoria estão os atomizadores (*Spray-Dryers*), secadores de bandeja contínuos ou em batelada, secadores em esteira com circulação de ar cruzado, leitos fluidizados contínuos ou em batelada, secadores pneumáticos e rotativos diretos. Dada a sua complexidade, os *Spray-Dryers* não se enquadram no modelo formulado a seguir e por isso, não serão aqui apresentados.

Antes de determinar a taxa constante de secagem é necessário conhecer o fluxo de gás a ser utilizado na secagem - equação (55).

Em secadores com leito fluidizado e pneumático a necessidade de um fluxo de gás capaz de vencer a perda de carga e fluidizar o material garante um fluxo invariavelmente superior ao estimado pela equação (87).

Em secagem contínua, é necessário observar a direção do fluxo de ar em relação ao fluxo de produto. Se o fluxo for concorrente, a equação (55) se aplica diretamente. Em fluxo contracorrente será preciso inverter o sinal da equação.

Como a condição do gás na saída ' H_f ' raramente é conhecida antes de realizar o projeto e o fluxo de gás será função dessa condição, esta só poderá ser estimada por um processo iterativo.

Como já foi observada, a secagem divide-se em dois períodos, um de taxa constante e outro de taxa decrescente de secagem. Portanto a área total de secagem será dada pela soma entre a área necessária para secar em taxa constante e a área para secar em taxa decrescente.

Área de secagem no período constante

No período constante o calor fornecido pelo gás ao material a ser seco, considerando o equilíbrio entre o gás e o material, pode ser dado por:

$$q = h_c \cdot A_c \cdot (T_g - T_{sat,bu}) \quad (97)$$

Da mesma forma, desconsideradas as possíveis perdas de calor para o ambiente, o calor fornecido removerá o líquido na forma de vapor segundo a relação:

$$q = \lambda(X_o - X_c)M \quad (98)$$

Igualando as duas equações teremos:

$$\lambda(X_o - X_c)M = h_c A_c (T_g - T_{sat, bu}) \quad (100)$$

Assim a área de secagem no período constante será:

$$A_c = \frac{\lambda(X_o - X_c)M}{h_c (T_g - T_{sat, bu})} \quad (101)$$

A umidade do gás na saída depende do fluxo de gás. Nesta condição, a temperatura de bulbo úmido (T_{bu}) é dada segundo a umidade do gás na saída do secador (H_s) na temperatura do gás (T_s). Esta expressão pode ser calculada segundo as relações psicrométricas entre o líquido evaporado e o gás secante.

Também o coeficiente convectivo de transferência de calor será dado segundo o fluxo de gás. Há diversas relações entre o fluxo de gás e o coeficiente convectivo de transferência de calor. Perry e Chilton (1973) fornecem a seguinte relação para um fluxo de ar paralelo sobre uma superfície plana:

$$hc = 12,2976 \times \left(\frac{G}{S_s} \right)^{0,8} \quad (102)$$

Treyball (1968) fornece a seguinte relação para um fluxo de ar perpendicular sobre uma superfície qualquer:

$$hc = 20,7819 \times \left(\frac{G}{S_t} \right)^{0,37} \quad (103)$$

Ou seja, o coeficiente convectivo de transferência de calor terá a forma:

$$hc = a_1 \times \left(\frac{G}{S_g} \right)^{a_2} \quad (104)$$

Aplicado à equação 101 torna-a:

$$A_c = \frac{\lambda(X_o - X_c)M}{a_1 \left(\frac{G}{Sg} \right)^{a_2} (T_g - T_{sat, bu})} \quad (105)$$

Observe-se que quando o fluxo de ar for perpendicular ao fluxo de sólido a seção 'Sg' será a própria área de secagem, então:

$$A_c = \frac{\lambda(X_o - X_c)M}{a_1 \left(\frac{G}{A_c} \right)^{a_2} (T_g - T_{sat, bu})} \quad (106)$$

Reformulando temos:

$$A_c = \left[\frac{\lambda \cdot (X_o - X_c) \cdot M}{a_1 \cdot G^{a_2} \cdot (T_g - T_{bu}^{sat})} \right]^{\left(\frac{1}{1-a_2} \right)} \quad (107)$$

Área de secagem no período decrescente

Do mesmo modo que no período constante, desconsideradas as possíveis perdas de calor para o ambiente, o calor fornecido removerá o líquido na forma de vapor segundo a relação:

$$q = \lambda(X_c - X_f)M \quad (108)$$

Porém, no período decrescente, a temperatura do sólido sobe gradativamente acima da temperatura de bulbo úmido tendendo a atingir o equilíbrio com o gás no final da secagem:

$$q = h_c A_d \int_0^{T_g - T_{bu}} d(T_g - T_s) \quad (109)$$

Igualando as duas equações temos:

$$\lambda(X_c - X_f)M = h_c A_d \cdot \int_0^{T_g - T_{bu}} d(T_g - T_s) \quad (110)$$

Assim a área de secagem no período decrescente será:

$$A_d = \frac{(X_c - X_f)M}{\frac{h_c}{\lambda} \cdot \int_0^{T_g - T_{bu}} d(T_g - T_s)} \quad (111)$$

Nesta condição, a taxa decrescente de secagem pode ser dada por:

$$R_d = \frac{h_c}{\lambda} \cdot \int_0^{T_g - T_{bu}} d(T_g - T_s) \quad (112)$$

Substituindo na equação 111, tem-se:

$$A_d = \frac{(X_c - X_f)M}{R_d} \quad (113)$$

Desta forma, conhecendo o valor médio da taxa decrescente 'R_d' será possível avaliar a área de secagem no período decrescente de secagem.

Alem das equações já vistas, pode-se também lançar mão das equações empíricas, como a de Page, ou equação de Fick com a difusividade efetiva, experimentalmente determinada, para calcular a taxa decrescente de secagem.

Cálculo da taxa de secagem no período decrescente

Tanto a equação de Page como a difusividade efetiva fornecem o valor instantâneo de umidade no sólido na forma:

$$\bar{X} = f(t) \quad (114)$$

A taxa de secagem será:

$$\frac{d\bar{X}}{dt} = f'(t) \quad (115)$$

O valor de taxa média decrescente 'R_d' é o valor integrado da taxa ao longo do período de taxa decrescente dado pelo intervalo [X_c, X_f]. Desse modo a taxa será dada por:

$$R_d = \frac{1}{X_c - X_f} \int_{X_f}^{X_c} \left(\frac{d\bar{X}}{dt} \right) d\bar{X} \quad (116)$$

Do mesmo modo a curva pode ser integrada no intervalo [θ_c; θ_d] :

$$R_d = \frac{1}{\theta_c - \theta_d} \int_{\theta_d}^{\theta_c} \left(\frac{dX}{dt} \right) dt \quad (117)$$

Área total de secagem no secador convectivo

Depois de determinadas as áreas de secagem relativas ao período decrescente e ao período constante de secagem, a área total de secagem será dada pela soma destas duas - equação (5).

SECADORES CONDUTIVOS

Nesta categoria há secadores em tambor, secadores de bandeja em batelada, secadores contínuos em esteira e os secadores rotativos indiretos.

Na secagem por condução a taxa depende da quantidade de calor fornecida para a secagem:

$$\lambda \frac{dX}{dt} = q \quad (118)$$

A taxa de calor fornecida é dada pelo diferencial de temperatura entre a fonte e o material e a área de contato:

$$q = U \cdot A_h \cdot (T_r - T_s) \quad (119)$$

Esta equação pode ser reescrita e integrada para todo o período de secagem:

$$R_m = \frac{(X_o - X_f)M}{A_h} = \frac{U}{\lambda} (T_r - T_s) \quad (120)$$

Que pode ser simplificada para:

$$R_m = \frac{(X_o - X_f)M}{A_h} = \frac{k_c}{\lambda} (T_r - T_{bu}) \quad (121)$$

Reformulando a equação 121, temos a área de secagem em um secador condutivo:

$$A_h = \frac{\lambda(X_o - X_f)M}{k_c(T_r - T_{bu})} \quad (122)$$

A condição 'T_{bu}' é facilmente obtida das relações psicrométricas do fluido secante.

Há ainda a possibilidade de se obter a área de secagem em função da taxa de secagem do mesmo modo que para o período de taxa decrescente no secador convectivo. Sabendo-se que:

$$R_m = \frac{k_c}{\lambda} (T_r - T_{bu}) \quad (123)$$

Substituindo na equação 122 tem-se:

$$A_h = \frac{(X_o - X_f)M}{R_m} \quad (124)$$

Note-se que para o caso de estar se utilizando um secador a vácuo, o calor latente de vaporização e a temperatura de bulbo úmido serão dados segundo a pressão na câmara de secagem.

CUSTOS

A finalização do projeto dos secadores é o custo do secador. Neste tópico dois tipos de custo podem ser analisados para concluir a seleção do equipamento:

- Custo Fixo
- Custo Operacional

Custo Fixo

Como já citado, o fator econômico desempenha papel fundamental na escolha do equipamento. A área do equipamento está diretamente relacionada com seu custo e pode servir como base para a escolha do melhor secador.

Lapple, Clark e Dybdal (1955) definem diversas funções para o cálculo do custo de um secador em relação à área de secagem (Figura 2)

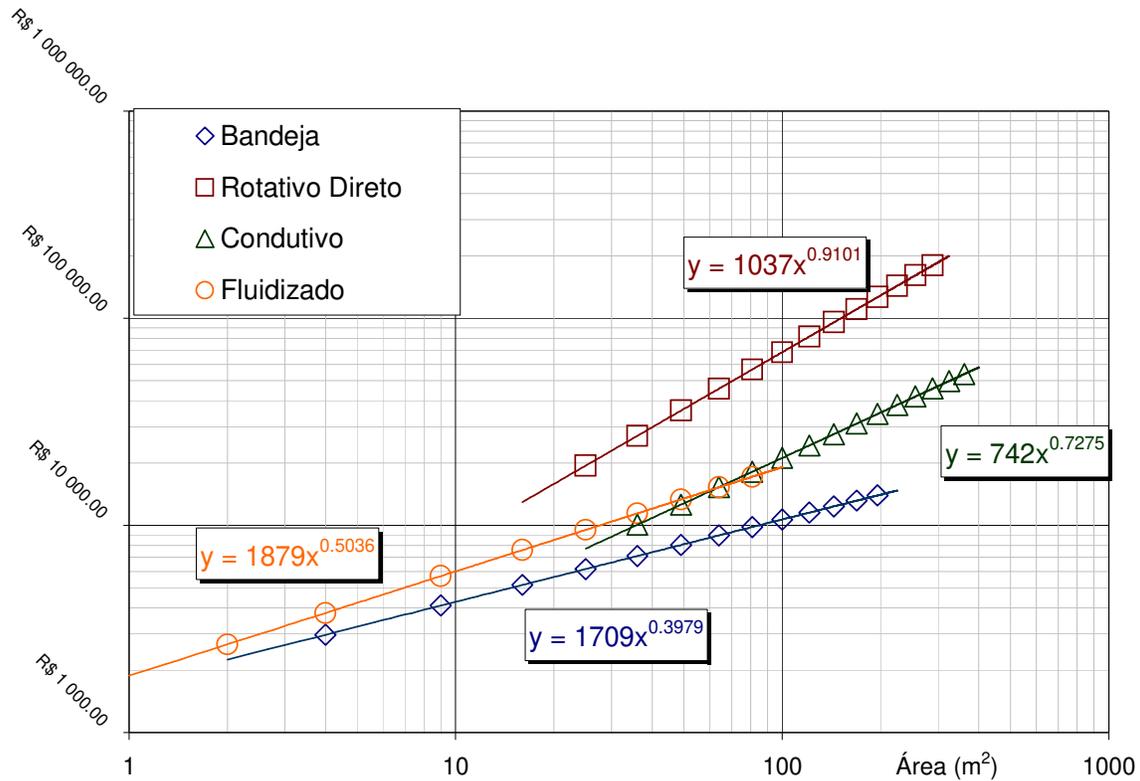


Figura 2 - Custo de um secador em função da área de secagem e a correlação correspondente.

Obs.: Os valores originais são em US\$ (dólares). Os valores em R\$ (reais), os apresentados na figura, servem apenas para uma referência quantitativa.

Com base nestas correlações basta tomar o valor da área obtido no item anterior e efetuar o cálculo :

$$\text{Custo} = c_1 \cdot A_t^{c_2} \quad (125)$$

onde 'c₁' e 'c₂' são constantes dadas pelas correlações.

Note-se que o custo aqui avaliado diz respeito somente ao custo construtivo do equipamento, excluindo-se o custo dos possíveis acessórios (um ciclone para o secador fluidizado, por exemplo) que alteram o custo total do secador.

Custo Operacional

O custo operacional é determinado com base no consumo de energia no secador. Para proceder a secagem, é necessário aquecer o material. O custo da energia investida no aquecimento pode ser obtido de duas formas:

Secador convectivo

Em um secador convectivo, a potência aplicada no aquecimento é dada pela diferença entre a entalpia do ar ambiente e a entalpia do ar aquecido pelo fluxo de gás seco:

$$q = G(H_g - H_a) \quad (126)$$

Secador condutivo

Em um secador condutivo, o aquecimento é dado pela quantidade de calor aplicada na secagem:

$$q = \lambda M (X_o - X_f) \quad (127)$$

O produto da potência usada no aquecimento pelo tempo total de secagem e o custo de energia resulta no custo operacional:

$$Custo Op. = C_{eng} q \theta \quad (128)$$

Finalmente, para que o consumo de energia possa ser aplicado como termo de comparação entre os secadores, o custo operacional é dividido pelo total de material produzido em base seca.

$$Custo Operacional Específica = \frac{Custo Op.}{\theta \cdot M_s} \quad (130)$$

Como não poderiam ser diferentes, em relação ao procedimento adotado pelo dimensionamento do secador, os trabalhos envolvendo os custos também são específicos aos produtos, processos e equipamentos de secagem. Conforme o cálculo do custo operacional, os estudos de consumo de energia na secagem são as fontes bibliográficas, conforme um exemplo mais recente, o trabalho de Zhang et al. (2007) que comparam os estudos na secagem de madeira, utilizando ou não a desumidificação do ar secante.

SOFTWARE DE DIMENSIONAMENTO

A aplicação JAVA desenvolvida para auxiliar no dimensionamento de secadores, que é a última etapa do projeto dos mesmos, apresenta os seguintes módulos:

1. Módulo de caracterização do ar.
2. Módulo de simulação de isotermas de sorção e banco de dados associado.
3. Módulo de simulação de curvas de cinética de secagem e banco de dados associado.
4. Módulo de seleção de secadores.
5. Módulo de dimensionamento de secadores.

O problema a ser tratado com o auxílio da aplicação é o da secagem de menta. Como caracterização do problema, temos:

Matéria-prima: Menta.

Densidade: 31.17 Kg/m³

Diâmetro: 1,5 cm.

Conteúdo de umidade inicial (base seca): 615%

Ar de entrada do processo:

Temperatura de bulbo seco: 30 °C.

Umidade relativa: 60%.

Ar utilizado na secagem:

Ar de entrada aquecido a 60 °C.

Modelo de cálculo da isoterma de sorção adotado para a menta:

GAB.

Modelo de cálculo da curva de cinética de secagem adotado para a menta:

Difusional de Fick.

Como passo inicial do aplicativo deve-se determinar as características do ar de secagem, dadas as condições do ar inicial (Figura 3):

Figura 3 - Determinando as Características do Ar de Secagem

O Ar de secagem possui, então, as seguintes características (Figura 4):

AR ATMOSFÉRICO:

Pressão atmosférica = 100000.000000[Pa]

$P_{vs} = 4277.008880$ [Pa]

$P_v = 2566.205328$ [Pa]

$X_{rel} = 60.000000$ [%]

$X_{abs} = 0.016381$ [Kg água / Kg ar seco]

$T_{bs} = 30.000000$ [C]

$T_{bu} = 23.790427$ [C]

$T_o = 21.512690$ [C]

$h = 72086.138511$ [J / Kg ar seco]

$v = 0.893127$ [m³ / Kg ar seco]

Fluxo Mássico = 0.000000[Kg ar seco / min]

AR RESULTANTE:

Pressão atmosférica = 100000.000000[Pa]

Pvs = 20128.101853[Pa]

Pv = 2566.205328[Pa]

Xrel = 12.749365[%]

Xabs = 0.016381[Kg água / Kg ar seco]

Tbs = 60.000000[C]

Tbu = 30.464511[C]

To = 21.512690[C]

h = 103218.098968[J / Kg ar seco]

v = 0.981511[m³ / Kg ar seco]

Fluxo Mássico = 0.000000[Kg ar seco / min]

O valor de fluxo mássico só é significativo no caso da operação de mistura de ares do módulo de psicrometria. Como não foi esta a operação selecionada, esse valor é desprezado.

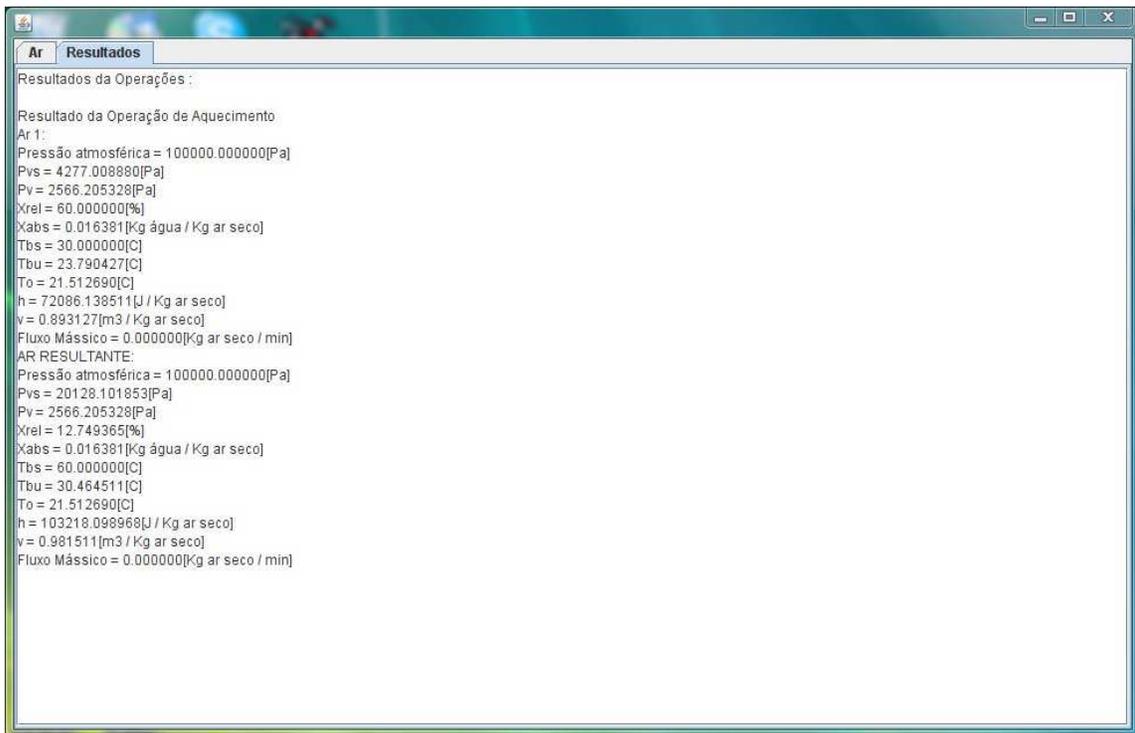


Figura 4 - Características do Ar Atmosférico e de Secagem

O segundo passo é determinar a isoterma de sorção do produto selecionado, a menta (Figura 5):

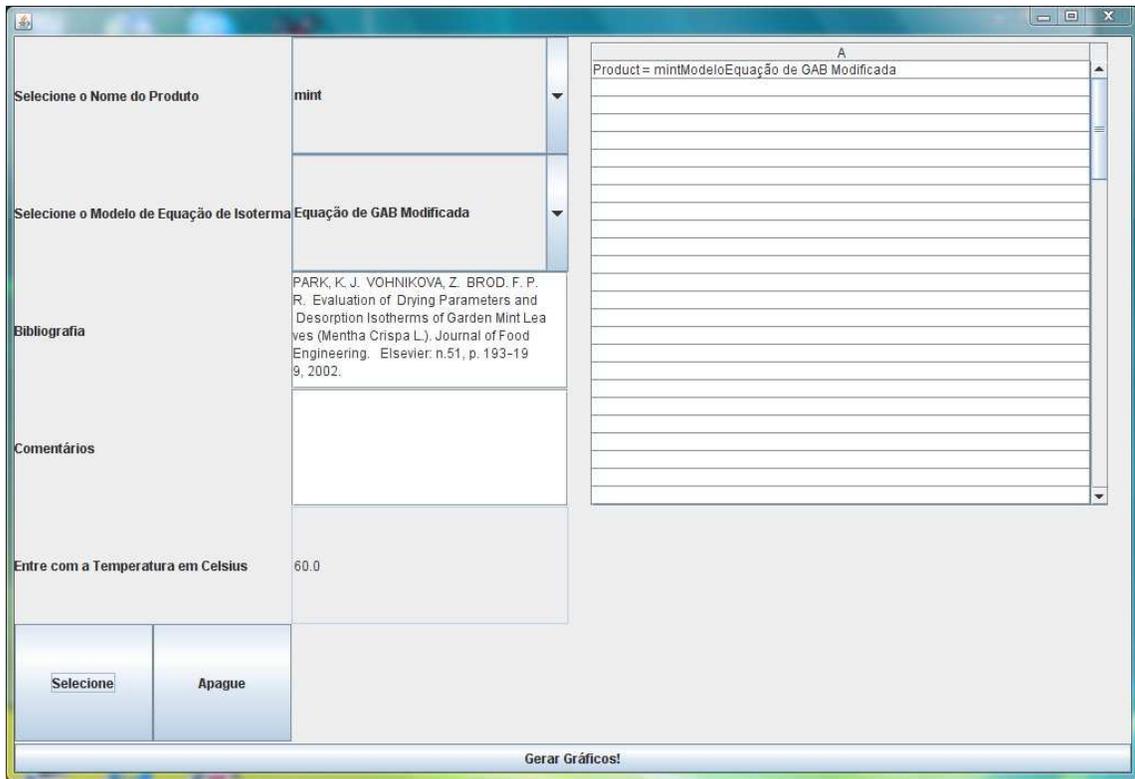


Figura 5 - Determinando o Comportamento da Isotherma de Sorção para a Menta

Para os dados selecionados, tem-se a seguinte curva de isoterma de sorção (Figura 6):

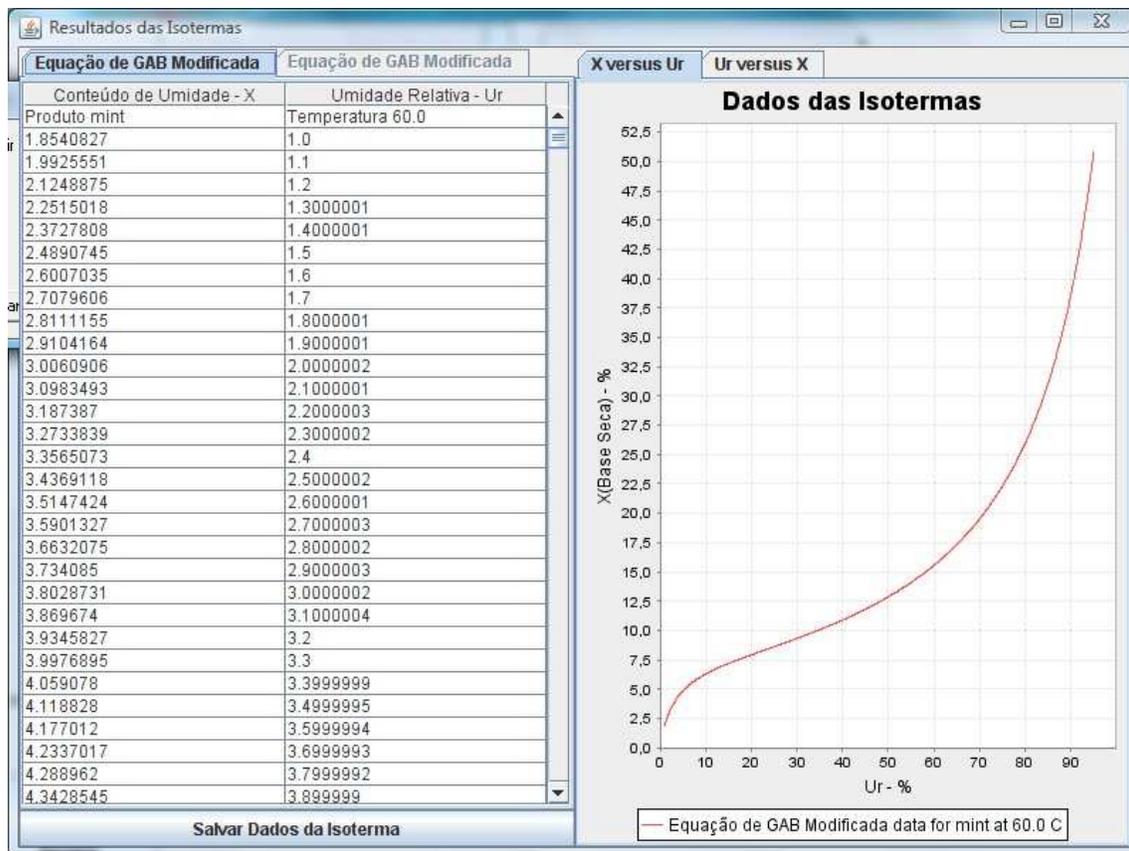


Figura 6 - Curva de Isoterma de Sorção pelo Modelo GAB para Menta

Com a isoterma de sorção, é possível determinar a curva de cinética de secagem (a partir da umidade de equilíbrio) (Figura 7):

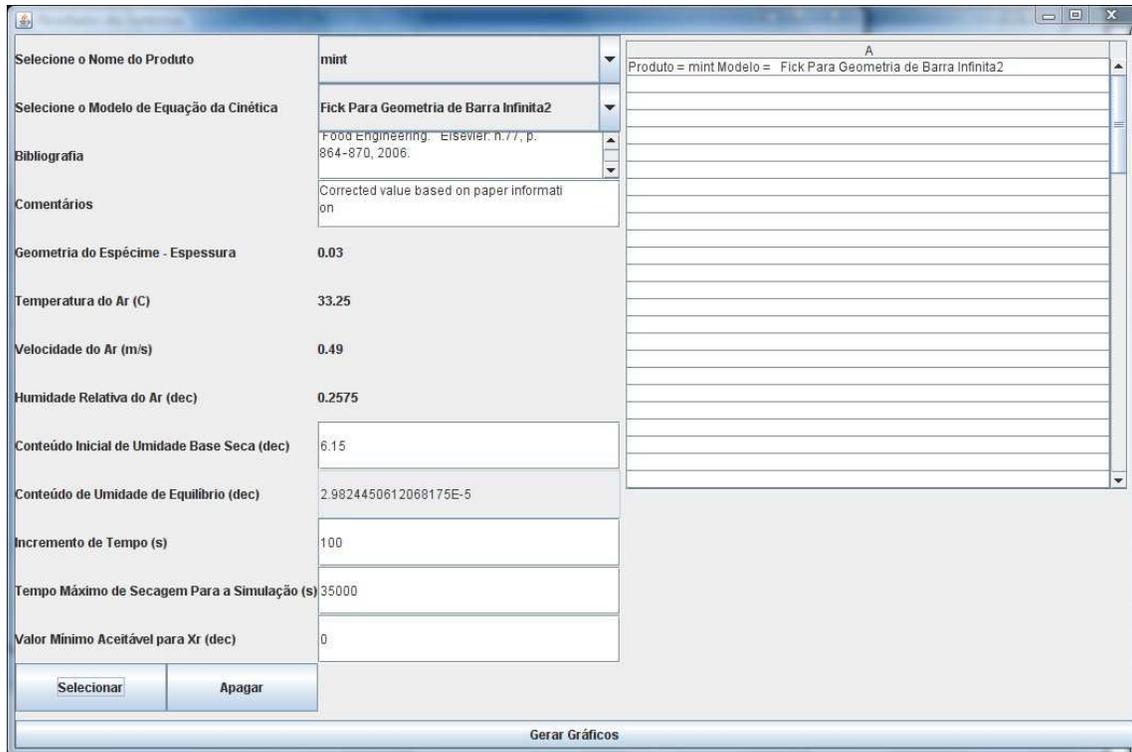


Figura 7 - Determinando a Cinética de Secagem

Para o algoritmo de determinação da curva de cinética, deve-se informar qual o delta de intervalo de tempo para o cálculo da curva, o tempo máximo abrangido pela simulação e o valor máximo aceitável para o adimensional de umidade. Essas informações são necessárias para determinar a quantidade de pontos a serem calculados (delta de tempo) e para conceder ao algoritmo condições de parada (tempo máximo e valor mínimo de adimensional de umidade aceitável).

Neste exemplo (Figura 8) determinamos que o intervalo de tempo seja de cem segundos, o tempo máximo de simulação de trinta e cinco mil segundos e o valor mínimo aceitável para o adimensional de umidade igual a zero. Na prática, tais valores implicam que a simulação deve transcorrer até o período de tempo máximo ou até que o produto atinja a umidade desejada a partir da umidade de equilíbrio calculada pela simulação da isoterma do produto:

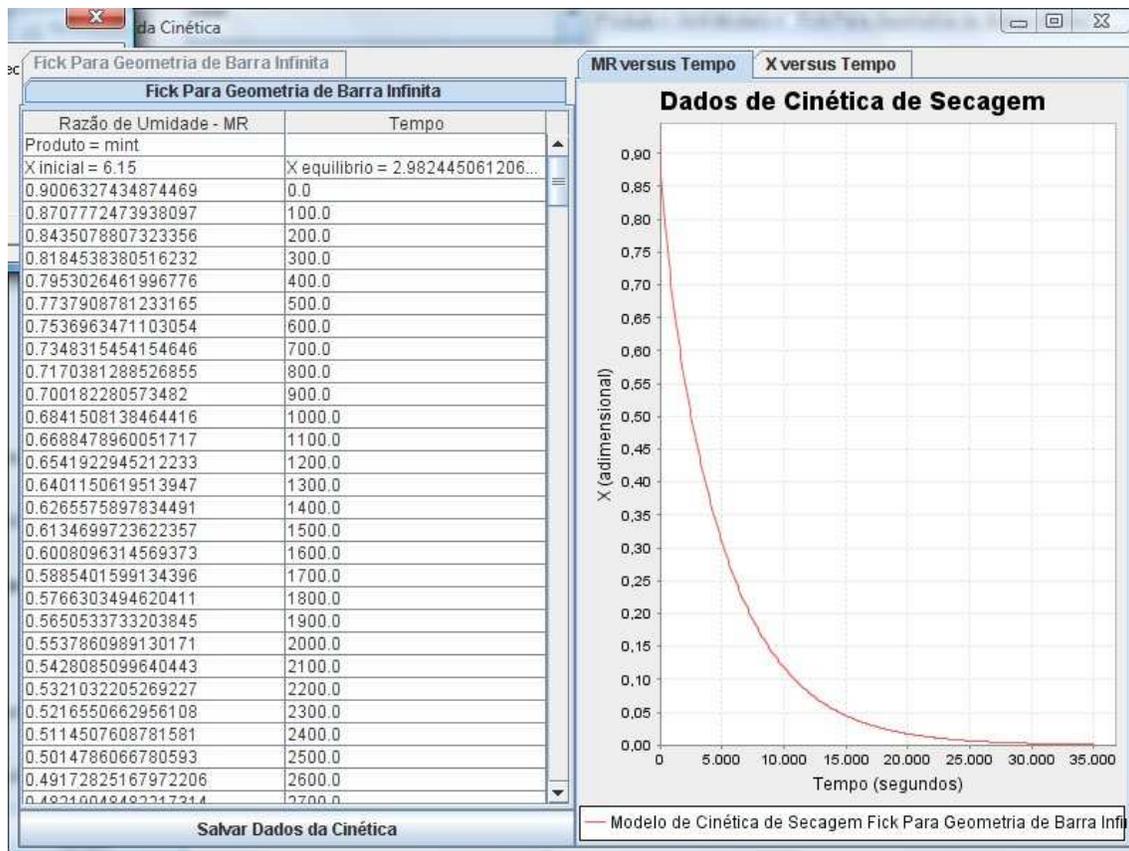


Figura 8 - Curva da Cinética de Secagem seguindo o Modelo de Fick para a Menta

A curva de cinética determina o tempo transcorrido para a secagem do produto. Agora, deve-se verificar qual o tipo de secador mais adequado (Figura 9):

O Processo é Contínuo?

Sim

Não

Características de Manipulação do Produto :

Líquido

Suspensão Fina e Musgo

Pasta e Lama

Camada Fina

Granulares, Sólidos Cristalinos e Pequenos Pré-Formatados

Sólidos Fibrosos

Outros

O Produto é Explosivo?

Sim

Não

O Produto é Tóxico?

Sim

Não

O Produto é Pré-Formatado?

Sim

Não

Fluxo do Produto em kg de Massa Seca por Hora

1

Temperatura Máxima de Secagem do Produto em Celsius

60.0

| Nome do Secador | Pontuação do Secador |
|-----------------|----------------------|
| | |

Início

Figura 9 - Selecionando o tipo de Secador

Ao responder as perguntas a respeito do processo de secagem, temos como resposta do algoritmo (Figura 10):

O Processo é Contínuo?

Sim

Não

Características de Manipulação do Produto :

Líquido

Suspensão Fina e Musgo

Pasta e Lama

Camada Fina

Granulares, Sólidos Cristalinos e Pequenos Pré-Formatados

Sólidos Fibrosos

Outros

O Produto é Explosivo?

Sim

Não

O Produto é Tóxico?

Sim

Não

O Produto é Pré-Formatado?

Sim

Não

Fluxo do Produto em kg de Massa Seca por Hora

1

Temperatura Máxima de Secagem do Produto em Celsius

60.0

Início

| Nome do Secador | Pontuação do Secador |
|--|----------------------|
| Secador Spray | 3 |
| Secador de Tambor à Vácuo | 1 |
| Secador de Tambor Atmosfera Inerte | 1 |
| Secador de Tambor Atmosférico | 2 |
| Secador de Bandeja à Vácuo | 3 |
| Secador de Bandeja de Atmosfera Inerte | 5 |
| Secador de Bandeja Atmosférico | 6 |
| Secador de Bandeja Contínuo | 4 |
| Secador de Bandeja Agitada à Vácuo | 3 |
| Secador de Bandeja Agitada Inerte | 3 |
| Secador de Bandeja Agitada Atmosféri... | 4 |
| Secador de Esteira à Vácuo | 1 |
| Secador de Esteira de Circulação de A... | 3 |
| Secador de Esteira por Circulação de Ar | 4 |
| Secador de Leito Fluidizado de Batelada | 5 |
| Secador de Leito Fluidizado Contínuo | 3 |
| Secador Flash | 3 |
| Secador de Rotação Direta | 3 |
| Secador de Rotação Indireta | 1 |
| Estufa, AutoForno ou Câmara Aquecida | 5 |

Figura 10 - Pontuação dos Tipos de Secadores

Observa-se que o secador que atingiu maior pontuação foi o modelo de Secador de Bandeja Atmosférico.

Para finalizar o aplicativo, verifica-se a dimensão simulada para o secador. Para tanto, é preciso determinar o intervalo de confiança do algoritmo, que irá entrar no cálculo das condições de parada do mesmo. O valor recomendado é de 3%, (Figura 11):

Produto

Densidade (Kg/m³): 31.17

Diâmetro (m): 0.015

Fluxo (Kg massa seca/s): 2.77777777777778E-4

Informação para Execução

Intervalo de confiança (decimal): 0.03

Seção de secagem para Secador Convectivo de Fluxo Paralelo (m²): 0.07

Área (m²) do secador convectivo genérico : 22.388892133860825

Calcular Área

Figura 11 - Área Calculada para um Secador Convectivo

Portanto, para os dados de entrada do problema, tem-se que a área calculada do secador é igual a 22,38 m².

O aplicativo em questão demonstra, através de suas funcionalidades, valor inestimável como ferramenta de estudos dos processos de secagem, permitindo minimizar o tempo gasto com estudos preliminares, auxiliando no projeto de secadores de maneira a diminuir custos e aumentar a qualidade final dos mesmos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [84] ALONSO, L.F.T. **Algoritmos de seleção e dimensionamento de secadores.** 2001, 2411f. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) – Faculdade de Engenharia Agrícola, UNICAMP, Campinas.
- [85] BORDE, I.; DUKHOVNY, M.; ELPERIN, T. Heat and Mass Transfer in a Moving Vibro Fluidized Granular Bed. **Powder handling & Processing.** Vol.9 no.4 Oct/Dec 1997 p311-314
- [86] FYHR, C.; KEMP, I.C. Mathematical modelling of batch and continuous well-mixed fluidised bed dryers. **Chemical Engineering and Processing.** v.38, p.11-18, 1999.
- [87] JUMAH, R.Y.; MUJUMDAR, A.S. A PC program for preliminary design of a continuous well mixed fluid bed drier. **Drying Technology.**v.11, n.4, p.831-846, 1993
- [88] KEEY, R.B. **Introduction to industrial drying operations.** Oxford: Pergamon Press, 1978, 376 p.
- [89] KEMP, I.C.; BAHU, R.E. A new algorithm for dryer selection. **Drying Technology.** v.13, n.5-7, p.1563-1578, 1995.
- [90] LAPPLE, W.C.; CLARK, W.E.; DYBDAL. Drying: design & costs. **Chemical Engineering.** November, 1955.
- [91] MABROUK S.B.; BELGHITH, A. Simulation and design of a tunnel drier. **Renewable Energy.** v.15, part 1, p.469-473, 1994.
- [92] NONHEBEL, M.A.; MOSS, A.A.H. **Drying of solids in the chemical industry.** London: Butterworth & Co., 1971, 301 p.
- [93] PERRY, R.H.; CHILTON C.H. **Chemical Engineer's Handbook,** McGraw-Hill, 5aEd, 1973.
- [94] TREYBALL, R.E. **Mass Transfer Operations.** McGraw-Hill, 2ed, 1968
- [95] ZAHED, A.H.; ZHU, J.X.; GRACE, J.R. Modeling and simulation of batch continuous fluidized bed dryers. **Drying Technology.** v.13, n.1-2, p.1-28, 1995.

- [96] ZHANG, B.G.; ZHOU, Y.D.; NING, W.; XIE, D.B. Experimental study on energy consumption of combined conventional and dehumidification drying. **Drying Technology**. v.25, n.3, p.471-474, 2007.

NOMENCLATURAS

| | | |
|--------------------|---|-------------------|
| ε | Porosidade do leito | adimensional |
| ε_b | Porosidade da fase de borbulha | adimensional |
| ε_{mf} | Porosidade na mínima fluidização | adimensional |
| ϕ | Esfericidade do material | adimensional |
| γ | Inclinação do secador | m/m |
| φ | Fração do leito | adimensional |
| λ | Calor latente de vaporização | kJ/kg |
| μ_g | Viscosidade dinâmica do gás | kg/ms |
| θ | Tempo de secagem ou tempo de residência | H |
| θ_c | Tempo de secagem em período constante | H |
| θ_d | Tempo de secagem em período decrescente | H |
| θ_m | Tempo de secagem condutiva | H |
| θ_{tb} | Tempo de secagem em um secador tambor | H |
| ρ_s | Densidade do sólido | kg/m ³ |
| ρ_b | Densidade aparente do material | kg/m ³ |
| ρ_g | Densidade real do gás | kg/m ³ |
| ω | Rotação do secador | Rpm |
| ξ | Função implícita | - |
| ψ | Função implícita | - |
| ζ | Função implícita | - |
| A | Área | m ² |
| A_ℓ | Área do leito de secagem | m ² |
| $a_{1,2,3,\dots}$ | Constantes da equação | - |
| A_c | Área de secagem para o período constante | m ² |
| A_d | Área de secagem para o período decrescente | m ² |
| Ah | Área de contato com a fonte de aquecimento (condução) | m ² |
| Ar | Número de Arquimedes | adimensional |
| A_t | Área Total | m ² |
| B | Número de Spaulding | adimensional |
| C_{eng} | Custo de energia | \$/kWh |
| c | Constante da equação | - |
| $c_{1,2,3,\dots}$ | Constantes da equação de custo | - |
| cg | Calor específico do gás seco | kJ/kg °C |
| cs | Calor específico do material seco | kJ/kg °C |

| | | |
|-------------------|--|--|
| c_w | Calor específico da água | $\text{kJ/kg } ^\circ\text{C}$ |
| D_b | Diâmetro da bolha | M |
| Def | Difusividade efetiva | m^2/s |
| D_g | Difusividade de massa do gás | $\text{kg}_{\text{mol}}/\text{h m}$ |
| dp | Diâmetro médio da partícula | M |
| D_s | Diâmetro do secador | M |
| E | Tempo de residência | H |
| Ev | Capacidade de secagem (taxa de evaporação) | kg_w/h |
| f | Constante da equação | - |
| $f_{1,2,3,\dots}$ | Qualquer função genérica | - |
| G | Fluxo de gás | $\text{kg}_{\text{ar seco}}/\text{s}$ |
| G_d | Fluxo de gás na fase densa | kg/s |
| g | Aceleração da gravidade | m^2/s |
| H | Umidade absoluta | - |
| H_s | Umidade absoluta do gás na saturação | $\text{kg}_w/\text{kg}_{\text{ar seco}}$ |
| $H_{s,BU}$ | Umidade absoluta do gás na saturação à temperatura de bulbo úmido T_{bu} | $\text{kg}_w/\text{kg}_{\text{ar seco}}$ |
| H_d | Umidade absoluta do gás intersticial da fase densa | $\text{kg}_w/\text{kg}_{\text{ar seco}}$ |
| H_f | Umidade absoluta final do gás | $\text{kg}_w/\text{kg}_{\text{ar seco}}$ |
| H_G | Umidade absoluta do gás | $\text{kg}_w/\text{kg}_{\text{ar seco}}$ |
| H_0 | Umidade absoluta inicial do gás | $\text{kg}_w/\text{kg}_{\text{ar seco}}$ |
| H_p | Umidade absoluta na superfície da partícula | $\text{kg}_w/\text{kg}_{\text{ar seco}}$ |
| h_c | Coefficiente convectivo de transferência de calor | $\text{W}/\text{m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$ |
| h_r | Coefficiente convectivo de radiação de calor | $\text{W}/\text{m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$ |
| K_H | coeficiente convectivo de transferência de massa em termos de umidade relativa | g/sm^2 |
| K_p | coeficiente convectivo de transferência de massa em termos de pressão | $\text{g}/\text{sm}^2\text{ bar}$ |
| K_b | Coefficiente convectivo de transferência de massa na camada limite da bolha | m/s |
| k_c | Condutividade térmica do material | $\text{W}/\text{m K}$ |
| k_g | Condutividade térmica do gás | $\text{W}/\text{m K}$ |
| K_m | Coefficiente convectivo de transferência de massa | $\text{kg}_w/\text{m}^2\text{ s}$ |
| L | Comprimento característico | M |
| L_s | Comprimento do secador | M |
| M | Fluxo de material | $\text{kg}_{\text{ms}}/\text{s}$ |
| $m_{1,2}$ | Constantes de ajuste de curva | - |
| M_b | Carga de material para processo em batelada | kg_{ms} |
| M_c | Carga de material na câmara de secagem | Kg |
| M_l | <i>Hold-up</i> por comprimento unitário do secador rotativo | Kg |
| M_s | Massa seca do material | kg_{ms} |
| mg | Massa molecular do gás | $\text{kg}_{\text{mol}}/\text{kg}$ |
| n | Fluxo de massa | kg_w/s |
| PM | Peso molecular | g/gmol |
| P_G | Pressão de gás | Pa |
| P_{BU} | Pressão de saturação a bulbo úmido | Pa |

| | | |
|-----------------------------|--|---|
| Ps | Pressão de saturação | Pa |
| q | Fluxo de calor | W |
| R | Definida na equação 67 | s ⁻¹ |
| R | Constante universal dos gases | J/(gmol)K, ou, m ³ bar/(gmol) K |
| Re | Número de Reynolds | adimensional |
| R _c | Taxa constante de secagem | kg _w /m ² s |
| R _d | Taxa decrescente de secagem | kg _w /m ² s |
| R _c [*] | Taxa constante de secagem corrigido para a área de referência A [*] | kg _w /m ² s |
| Rm | Taxa de secagem condutiva | kg _w /m ² s |
| r _p | Razão psicrométrica | adimensional |
| S | Superfície Exposta do material | m ² /m ³ |
| Sh | Número de Sherwood | adimensional |
| Sc | Número de Schmidt | adimensional |
| Sg | Seção de secagem “genérica” | m ² |
| Sp | Superfície da partícula | m ² |
| Ss | Seção paralela ao fluxo de gás | m ² |
| St | Seção transversal ao fluxo de gás | m ² |
| T | Temperatura | °C |
| ΔT | Diferencial de temperatura | °C |
| ΔT _{ml} | Média logarítmica do diferencial de temperatura | °C |
| t | Tempo | S |
| T _{bu} | Temperatura do bulbo úmido no ambiente | °C |
| T _G | Temperatura do gás | °C |
| T _h | Temperatura de contato com a fonte de aquecimento | °C |
| T _r | Temperatura absoluta da fonte irradiante de calor | K |
| T _s | Temperatura superficial do material | °C |
| T _{sat, bu} | Temperatura saturação a bulbo úmido | °C |
| T _s [*] | Temperatura absoluta superficial do material | K |
| T _g ^f | Temperatura final do gás | °C |
| T _g ^o | Temperatura inicial do gás | °C |
| T _s ^f | Temperatura final do material | °C |
| T _s ^o | Temperatura inicial do material | °C |
| U | Coefficiente global de transferência de calor | W/m k |
| Um | Coefficiente global de transferência de calor condutivo | W/m k |
| V _l | Volume do leito de secagem | m ³ |
| V _a | Velocidade de arraste | m/s |
| V _c | Volume da câmara de secagem | m ³ |
| V _g | Velocidade do gás | m/s |
| V _p | Velocidade da partícula | m/s |
| V _s | Velocidade do sólido | m/s |
| V _z | Vazão de gás | m ³ /s |

| | | |
|-------------------|--|------------------------------|
| X | Umidade do material em base seca | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| \bar{X} | Umidade média do material em base seca | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_c ou X_{TR} | Conteúdo de umidade de transição | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_d | Conteúdo de umidade do material no período decrescente | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_f | Conteúdo de umidade final do material | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| X_o | Conteúdo de umidade inicial do material | $\text{kg}_w/\text{kg}_{ms}$ |
| Y | Adimensional de umidade | adimensional |



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA**

**CONSTRUÇÃO DE UM SOFTWARE DE SIMULAÇÃO E
SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS PARA PROCESSOS DE
SECAGEM**

KIL JIN BRANDINI PARK

**CAMPINAS
ABRIL DE 2008**