

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

Diego Henrique de Souza Chaves

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UM SECADOR *SPRAY*

Belo Horizonte

2016

Diego Henrique de Souza Chaves

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UM SECADOR *SPRAY*

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientadora: Profa. Dra. Viviane Santos Birchal

Co-orientador: Prof. Dr. Marco Aurélio de Souza Birchal

Belo Horizonte

2016

C512m

Chaves, Diego Henrique de Souza.
Modelagem, simulação e controle de um secador *Spray* [manuscrito]
/ Diego Henrique de Souza Chaves. - 2016.
82 f., enc.: il.

Orientadora: Viviane Santos Birchal.
Coorientador: Marco Aurélio de Souza Birchal.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais,
Escola de Engenharia.

Apêndices: f. 78-82.

Bibliografia: f. 73-77.

1. Engenharia química - Teses. 2. Secagem em spray - Teses.
I. Birchal, Viviane Santos. II. Birchal, Marco Aurélio de Souza. III.
Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Engenharia.
IV. Título.

CDU: 66.0(043)

AGRADECIMENTOS

O mestrado foi uma experiência grandiosa em minha vida e que no fim, resta apenas aquela sensação extremamente prazerosa de dever cumprido. Deixo meus agradecimentos a todos que contribuíram direta ou indiretamente para a conclusão desse trabalho. Essa deveria ser a parte mais fácil do trabalho, mas não é. Em especial, gostaria de agradecer:

À minha orientadora, Profa. Dra. Viviane Santos Birchal, pela disponibilidade e oportunidade de trabalhar a seu lado, e por prestar orientação e esclarecimentos necessários para o desenvolvimento deste trabalho.

Ao meu co-orientador, Prof. Dr. Marco Aurélio de Souza Birchal, pelo suporte, orientação e inestimável influência em minha formação.

Ao Prof. Dr. Marcelo Cardoso, que me acompanhou durante o mestrado e me deu força e coragem para terminar essa etapa de minha vida.

À Profa. Dra. Maria Laura de Azevedo Passos, pelas análises minuciosas e sugestões de grande valia para a realização desta pesquisa.

Aos todos meus professores, que também fizeram parte desse caminhar e tiveram fundamental importância em minha vida acadêmica.

À minha família, por compreenderem a necessidade de meu isolamento. Sei que é impossível retribuir todo amor, apoio e carinho que me foi dado.

Aos amigos de graduação, que me deram grande apoio e ajuda. Nossa amizade fica mais forte a cada dia.

Aos amigos de mestrado e do Laboratório de Processos Industriais, que foram fundamentais com sugestões, críticas e correções. Agradeço pela amizade e incontáveis horas de discussões sobre a vida, o universo e tudo mais.

A todos os funcionários da Universidade, em especial Shirley, Fernanda e Alexandre, pela prontidão e eficiência no trabalho sempre que eu precisava.

À FAPEMIG (Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais) e à CAPES (Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior) pelo suporte financeiro.

RESUMO

Secagem em *spray* é a técnica industrial mais utilizada na produção de materiais em pó, sendo aplicada em diversos setores, incluindo o setor alimentício. Para se atingir boa produtividade, baixo consumo de energia e alta qualidade do produto final, é essencial o bom entendimento do processo. O presente trabalho tem por objetivo estudar e simular um modelo de secagem em *spray*. Esse tipo de secagem é contínua e, portanto, adaptável a uma operação totalmente automática, obtendo um tempo de resposta menor, além de atingir altas taxas de produção. Este trabalho visa o controle dos parâmetros de operação para obtenção de um produto com propriedades que atendam às especificações requeridas. Um estudo em regime permanente permitiu uma análise detalhada do comportamento das variáveis de saída quando ocorriam variações nas variáveis de entrada. Além disso, com base na resposta dinâmica, duas funções de transferência aproximadas do secador são encontradas: uma função baseada em modelo fenomenológico e outra, em dados empíricos. A partir deste modelo, métodos de sintonia PID reportados em literatura foram estudados, observando as especificações de desempenho e as restrições da planta. A determinação da umidade crítica foi realizada de forma empírica a partir da secagem de emulsão de leite integral em estufa. O modelo cinético foi simulado para uma partícula e o cálculo da umidade média do produto leva em consideração a população de partículas dentro do secador usando uma função de distribuição.

Palavras-chave: Secador *spray*, modelagem, simulação, controle.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Diagrama esquemático de um secador <i>spray</i>	14
Figura 2 - Diagrama esquemático dos fatores que afetam a secagem em <i>spray</i>	16
Figura 3 - Diagrama de um atomizador rotativo com aletas radiais retas.	17
Figura 4 - Diagrama esquemático de um atomizador de bico de pressão.	18
Figura 5 - Diagrama de um bico pneumático com mistura externa.	19
Figura 6 - Diagrama de um atomizador ultrassônico.....	20
Figura 7 - Curvas características de uma secagem convectiva.	23
Figura 8 - Curva de isoterma de sorção característica de alimentos secos.	25
Figura 9 - Resposta de um sistema de primeira ordem com atraso de tempo.	30
Figura 10 - Sistema de controle em malha aberta (sem <i>feedback</i>).	32
Figura 11 - Sistema de controle em malha fechada (com <i>feedback</i>).	33
Figura 12 - Resposta de um sistema de segunda ordem.....	34
Figura 13 - Isoterma de dessorção para o leite em pó em várias temperaturas.....	44
Figura 14 - Comparação entre valores simulados e dados experimentais de umidade de equilíbrio de leite em pó a 45 °C.	45
Figura 15 - Processo de secagem de uma partícula.	46
Figura 16 - Secador <i>spray</i> presente no Laboratório de Processos Industriais.	51
Figura 17 - PLC da família P7C da HI Tecnologia.....	53
Figura 18 - Tela do sistema de supervisão do secador <i>spray</i>	54
Figura 19 - Diagrama do modelo dinâmico implementado em Matlab.	55
Figura 20 - Variação linear em T_{gi} e seu efeito em X_o	58
Figura 21 - Resposta de T_o ao degrau de temperatura em T_{gi}	59
Figura 22 - Curva de resposta da temperatura do ar de saída $T_o = T_{go}$	62
Figura 23 - Comparação entre a resposta real e aproximada.	64
Figura 24 - Comparação entre as duas funções de transferência encontradas.	64
Figura 25 - Resposta em malha fechada quando aplicado um degrau de 100 °C no <i>setpoint</i>	68
Figura 26 - Curva de secagem em estufa a 100 °C.	68
Figura 27 - Curva de secagem para uma partícula dentro do secador.	70

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Vantagens e desvantagens de atomizadores.	21
Tabela 2 - Percentuais de resposta para métodos de identificação por dois pontos.	31
Tabela 3 - Métodos de sintonia PID baseadas em modelo FOPDT.	38
Tabela 4 - Variações percentuais para cálculo dos valores de alarmes.	54
Tabela 5 - Variações de entrada e saída dos parâmetros do secador <i>spray</i>	57
Tabela 6 - Valores das variáveis utilizadas no ensaio de secagem.	61
Tabela 7 - Tempos correspondentes aos percentuais tabelados.	62
Tabela 8 - Parâmetros encontrados a partir da identificação.	63
Tabela 9 - Valores encontrados dos parâmetros a partir de sintonias PID.	65
Tabela 10 - Características de desempenho usando controlador PI.	66
Tabela 11 - Características de desempenho usando controlador PID sem filtro derivativo.	67
Tabela 12 - Valores de umidade crítica obtidos pelas curvas de secagem.	69
Tabela 13 - Valores das variáveis do modelo de cinética da partícula.	69
Tabela 14 - Composição aproximada do leite integral em pó.	78
Tabela 15 - Calor específico de componentes de leite e derivados.	79

NOMENCLATURA

a_w	atividade de água [-]
C	calor específico do ar dentro da câmara de secagem [kJ/kgK]
C_p	calor específico [kJ/kgK]
D_{ar}	coeficiente de difusão de vapor de água no ar [m ² /s]
D_{eff}	coeficiente difusivo efetivo de vapor [m ² /s]
D_p	diâmetro da partícula [m]
e	erro - diferença entre o <i>setpoint</i> e a variável de processo [-]
E	função de distribuição das partículas
f	fator de resistência à difusão [-]
F	taxa mássica de sólido seco [kg/s]
G	taxa mássica de ar seco [kg/s]
G_p	função de transferência do secador <i>spray</i>
H_g	entalpia da fase gasosa [kJ]
H_s	entalpia da fase sólida [kJ]
K_p	ganho do sistema [-]
k_{massa}	coeficiente de transferência de massa [m/s]
K_c	ganho proporcional do controlador [-]
m_{arseco}	massa de ar seco dentro da câmara de secagem [kg]
$m_{artotal}$	massa de ar total dentro da câmara de secagem [kg]
$m_{transfer}$	taxa de transferência de massa por unidade de área superficial [kg/m ² s]
m_{vapor}	massa de vapor dentro da câmara de secagem [kg]
$M_{água}$	massa molecular da água [kg/kmol]
M_{arseco}	massa molecular do ar seco [kg/kmol]
M_s	massa de sólidos secos na partícula [kg]
P	pressão absoluta da câmara de secagem [Pa]
P_v	pressão de vapor do gás [Pa]
P_{vsat}	pressão de vapor de saturação [Pa]
Q	taxa de calor fornecida ao sistema [kW]
R	constante dos gases [kJ/kmolK]
Re	número de Reynolds [-]
Sc	número de Schmidt [-]

Sh	número de Sherwood [-]
T	temperatura [K ou °C]
T_{amb}	temperatura [°C]
T_i	tempo integral do controlador [s]
T_d	tempo derivativo do controlador [s]
T_g	temperatura da fase gasosa [°C]
T_o	temperatura de saída do secador [°C]
T_{ref}	temperatura de referência [K]
T_s	temperatura da fase sólida [°C]
u	signal de controle enviado ao atuador [-]
V	velocidade relativa [m/s]
V_{camara}	Volume da câmara de secagem [m ³]
W	taxa de trabalho realizado no sistema [kW]
x	fração mássica [-]
X	umidade absoluta da fase sólida [b.s.]
X_{cr}	umidade crítica [b.s.]
X_{eq}	umidade de equilíbrio [b.s.]
X_o	umidade média do produto em pó [b.s.]
$X_{particula}$	umidade da partícula [b.s.]
Y	umidade absoluta da fase gasosa [b.s.]

Letras gregas

θ	atraso puro de tempo [s]
λ	calor latente de vaporização [kJ/kg]
μ	viscosidade [kg/ms]
ρ	massa específica [kg/m ³]
τ	constante de tempo [s]
ψ	umidade relativa do gás [%]

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	10
1.1 Objetivo geral	11
1.2 Objetivos específicos.....	11
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	13
2.1 Princípios de secagem de sólidos.....	13
2.1.1 Secagem por atomização	13
2.1.2 Elementos de um secador spray	16
2.1.2.1 Atomizadores	17
2.1.2.1.1 Rotativo	17
2.1.2.1.2 Bico de pressão.....	18
2.1.2.1.3 Pneumático	19
2.1.2.1.4 Ultrassônico.....	19
2.1.2.2 Tipos de fluxo	21
2.1.2.2.1 Escoamento concorrente.....	21
2.1.2.2.2 Escoamento contracorrente	22
2.1.2.2.3 Escoamento misto	22
2.1.2.3 Câmara de secagem.....	22
2.1.3 Cinética de secagem.....	23
2.1.4 Isotermas de sorção.....	24
2.2 Sistemas dinâmicos.....	25
2.2.1 Modelagem de sistemas dinâmicos	25
2.2.1.1 Modelagem caixa branca	26
2.2.1.2 Modelagem caixa preta	27
2.2.1.3 Modelagem caixa cinza.....	27
2.2.2 Modelagem de secadores spray	27
2.2.3 Estimação dos parâmetros de modelos FOPDT.....	29
2.3 Sistemas de controle	32
2.3.1 Elementos de Teoria de Controle.....	32
2.3.1.1 Controladores PID.....	34
2.3.2 Controle de secadores spray	35
2.3.3 Técnicas de sintonia PID.....	37
3 PROPOSTA DE MODELAGEM DINÂMICA DE UM SECADOR SPRAY.....	39
3.1 Considerações do modelo proposto	39
3.2 Balanços de energia e massa	40
3.3 Isoterma de sorção do leite em pó	43
3.4 Mecanismos da cinética de secagem.....	45
3.4.1 Taxa de transferência de massa	47
3.4.2 Coeficiente de transferência de massa	49
4 RETROFITTING E AUTOMAÇÃO DO SECADOR SPRAY.....	51
4.1 Montagem física do sistema de secagem	51
4.2 Sistemas de controle e supervisão	52
5 METODOLOGIA DE SIMULAÇÃO E ENSAIO EXPERIMENTAL.....	55

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	57
6.1 Simulação do modelo do secador em regime estacionário	57
6.2 Resposta dinâmica do secador <i>spray</i>	59
6.2.1 Função de transferência do modelo fenomenológico do secador <i>spray</i>..	59
6.2.2 Função de transferência do modelo empírico secador <i>spray</i>.....	61
6.3 Sintonia dos parâmetros de controladores PI e PID	65
6.4 Curvas de secagem.....	68
6.5 Modelo de cinética da partícula	69
7 CONCLUSÕES	71
7.1 Sugestões para trabalhos futuros	72
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	73
APÊNDICE A	78
APÊNDICE B	80
APÊNDICE C	81

1 INTRODUÇÃO

A técnica de secagem em *spray* consiste na transformação de uma alimentação fluida em um produto seco por meio de um processo contínuo convectivo. Esta técnica foi patenteada para a secagem de ovos no século XIX, porém, sua utilização na indústria iniciou na década de 20, sendo o leite e o sabão em pó os primeiros produtos obtidos em escala industrial. Desde então, o processo tem sido utilizado para ampla gama de aplicações industriais, especialmente para produtos alimentícios e farmacêuticos.

Esse tipo de secagem produz partículas quase esféricas e geralmente ocas com uma distribuição granulométrica relativamente estreita, com capacidade de secar um material rapidamente devido ao aumento da área superficial do material atomizado, facilitando os mecanismos de transferência de massa e calor (MUJUMDAR, 2014).

O mercado atual exige que o produto em pó seja de alta qualidade, reduzindo custos e consumo de energia, assim como os impactos ambientais. O avanço tecnológico e o crescente investimento possibilitou o desenvolvimento deste tipo de secagem, promovendo uma otimização do processo de produção.

A secagem em *spray* é contínua, permitindo que os parâmetros de operação sejam modificados, manipulando, assim, as propriedades do pó para que se atendam às especificações requeridas. Por ser um processo adaptável a uma operação totalmente automática, permite maior agilidade e confiabilidade do processo, melhorando, portanto, a produtividade. Apesar de ser um processo de controle relativamente simples, diversas técnicas de controle têm sido estudadas atualmente neste processo, de modo a atender as necessidades do setor industrial, que sempre busca desenvolvimento tecnológico (TAN, IBRAHIM e TAIP, 2010; TAN *et al.*, 2011).

O leite em pó é um produto obtido no secador *spray* de grande importância no mercado. Uma vantagem é que o leite em pó possui longevidade estendida em relação ao leite *in natura*, dado que a retirada de umidade diminui a proliferação de micro-organismos. Além disso, ocupa menos espaço viabilizando o armazenamento e transporte, que pode ser a temperatura ambiente, não necessitando refrigeração. O produto pode ser reconstituído e utilizado como leite líquido ou diretamente na forma de pó.

O Brasil tem se destacado no mercado internacional como um dos maiores exportadores de leite. O maior crescimento nesse mercado foi na década entre 2001 e 2010 em que a produção cresceu em média 4,4% ao ano, a segunda maior taxa anual de crescimento do mundo. Entretanto, ainda há grande importação de produtos lácteos, gerando um déficit na balança comercial (EMBRAPA, 2016). Portanto, há necessidade de melhorar a tecnologia para que os produtos possam ser produzidos no Brasil, favorecendo o mercado nacional.

Isso justifica a simulação do processo de secagem de leite, possibilitando o estudo do comportamento da secagem em *spray* e a avaliação do desempenho do sistema a partir da simulação de modelos. É de fundamental importância definir os resultados que se esperam atingir com a simulação. Para isso, as especificações do sistema e as possíveis simplificações são definidas, assim como variáveis de interesse a serem consideradas. A verificação do modelo assegura que este foi adaptado adequadamente conseguindo prever o efeito de mudanças no mesmo.

O capítulo 2 apresenta uma revisão bibliográfica sobre secagem de sólidos e sistemas dinâmicos, no capítulo 3 a modelagem dinâmica do secador em *spray* é desenvolvida, o capítulo 4 descreve a montagem física e automação do secador *spray* do laboratório, o capítulo 5 apresenta a metodologia utilizada na simulação e nos experimentos, o capítulo 6 exhibe resultados e discussões do trabalho e as conclusões e sugestões são mostradas no capítulo 7.

1.1 Objetivo geral

O presente trabalho tem por objetivo simular um modelo de secador *spray* em função das suas variáveis de operação e da qualidade do produto final. Os resultados de simulação serão comparados com dados experimentais e estratégias de controle serão investigadas para o sistema.

1.2 Objetivos específicos

Os objetivos específicos deste trabalho são:

1. Desenvolver um modelo simplificado que possa descrever satisfatoriamente o processo de secagem em *spray* e analisar o

desempenho geral do secador em função de seus parâmetros de operação;

2. Implementar uma simulação em Matlab do modelo fenomenológico apresentado que possibilite descrever o comportamento dinâmico de secadores *spray*;
3. Identificar o modelo do secador *spray* para obtenção da função de transferência que o represente;
4. Remontar o protótipo do secador *spray* existente no laboratório assim como os acessórios de medição e controle;
5. Validar a simulação com dados obtidos em ensaios de secagem na planta piloto presente no laboratório;
6. Projetar um controlador PID que possa controlar a operação do secador.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo estão apresentados alguns estudos e conceitos relevantes ao tema, bem como tópicos considerados importantes para o entendimento do trabalho de modelagem, simulação e controle de um secador *spray*.

2.1 Princípios de secagem de sólidos

Secagem é uma operação de remoção de umidade presente em uma substância sólida ou líquida. Com exceção de alguns processos mecânicos na retirada de água por prensa ou absorção, a maioria dos processos de secagem ocorre com o fornecimento de calor.

A operação envolve, então, o mecanismo de transferência simultânea de calor e de massa em que o produto é colocado em contato com uma corrente de ar quente, ocorrendo transferência de calor do ar para o produto sob o efeito da diferença de temperatura existente entre eles e, simultaneamente, a diferença de pressão parcial de vapor d'água existente entre o ar e a superfície do produto determina uma transferência de massa para o ar, ocasionando a redução de umidade, ou secagem, do produto.

A secagem, na indústria de alimentos, é um dos mais importantes processos de conservação e visa à remoção de água do alimento a um nível tal que a deterioração por micro-organismos é minimizada, aumentando a vida útil do alimento, bem como proporcionando uma redução de volume, que facilita seu manuseio no transporte e armazenagem (MUJUMDAR, 2014).

Existem diversos métodos de secagem e a escolha de um secador para uma dada aplicação deve ser baseada na forma com que o calor deve ser fornecido (convecção, condução, radiação ou campos eletromagnéticos), o modo de operação (contínuo ou batelada), assim como a temperatura e pressão do processo (MUJUMDAR, 2014).

2.1.1 Secagem por atomização

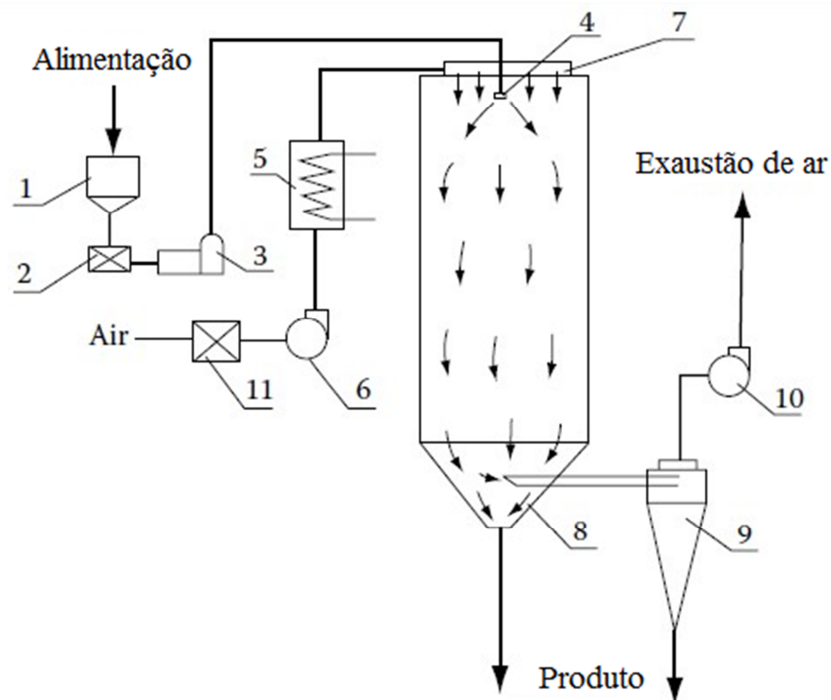
O presente trabalho faz estudo do processo de secagem por atomização (ou em *spray*, como denominada neste trabalho) que é uma secagem contínua em que a transferência de calor se processa na forma convectiva. Esse secador foi

desenvolvido para uso em uma grande variedade de aplicações industriais, incluindo fabricação de sabões e detergentes em pó, leite em pó, café instantâneo, amido de milho, produção de fertilizantes, resinas de polímero em pó e produção de minérios e argilas (MUJUMDAR, 2014).

A secagem em *spray* é uma operação unitária bem conhecida por produzir materiais na forma de pó a partir de solução, suspensão, dispersão ou emulsão, especialmente para materiais sensíveis ao calor, dado que essa é uma operação com tempo de residência relativamente curto. O princípio de funcionamento desta técnica de secagem é a atomização da fase líquida em gotículas e a dispersão destas em um fluxo de gás quente, geralmente o ar (MUJUMDAR, 2014; BIRCHAL *et al.*, 2006). Um diagrama esquemático de um secador *spray* é mostrado na Figura 1.

Figura 1 - Diagrama esquemático de um secador *spray*.

- (1) tanque de alimentação; (2) filtro de alimentação; (3) bomba; (4) atomizador; (5) aquecedor de ar; (6) soprador; (7) dispersor de ar; (8) câmara de secagem; (9) ciclone; (10) soprador de exaustão; (11) filtro de ar.



Fonte: Mujumdar (2014).

O processo de secagem por atomização pode ser descrito por cinco etapas, de acordo com Patel, Patel e Suthar (2009):

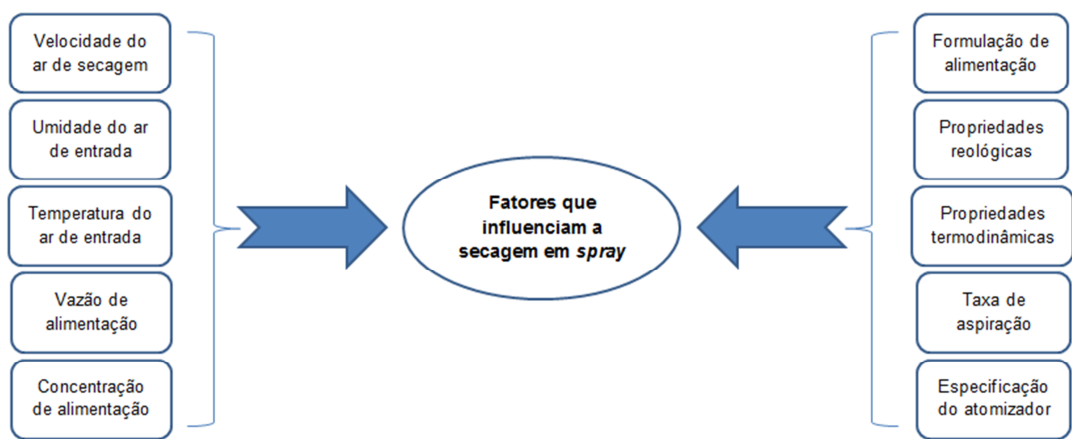
- (i) Concentração: o produto é normalmente concentrado antes de ser bombeado à câmara.
- (ii) Atomização: o produto concentrado é bombeado a uma torre de secagem onde é aspergido (atomizado) em seu interior em um fluxo de ar quente. A alimentação pode ser uma solução, suspensão, dispersão ou emulsão.
- (iii) Contato ar-gota: O ar quente entra em contato com o produto úmido pulverizado em forma de gotas, que possuem maior superfície de contato devido à atomização, facilitando a transferência de calor e massa.
- (iv) Secagem das gotas: a fase gasosa absorve umidade das gotas, que ao alcançarem o fundo da câmara estão sob a forma de pó. As partículas de produto podem ser ocas ou maciças.
- (v) Separação do produto: O ar transportando o pó é enviado ao ciclone, onde a porção sólida é separada do ar. Por consequência o pó resultante se junta com o pó que sai do fundo da câmara de secagem. Caso seja desejado produto na forma de grânulos ou aglomerados, é necessário utilizar algum estágio de secagem adicional.

O processo de secagem em *spray* é afetado por diversos fatores, como mostrado na Figura 2, sendo que as características do ar de secagem influenciam significativamente no tempo de processo. Um ar de secagem com menor umidade absoluta proporciona uma secagem mais rápida, comparado com um ar de umidade maior às mesmas velocidade e temperatura. O aumento da velocidade, assim como um aumento da temperatura, faz com que a transferência de massa do produto para o ar aumente, facilitando a secagem (FERREIRA, 2006).

Esta técnica de secagem produz materiais secos de tamanhos de partícula controláveis a partir do atomizador utilizado e das condições operacionais do processo. Além disso, o curto tempo de residência do material no interior da câmara de secagem faz com que esse equipamento seja adequado para a secagem de produtos que se decompõem no aquecimento.

Além das vantagens já citadas que o processo de secagem por atomização oferece, sua operação é contínua e adaptável a controles automáticos possibilitando, portanto, que o desempenho do processo seja melhorado, obtendo um rápido tempo de resposta (PATEL, PATEL e SUTHAR, 2009; KESHANI *et al.*, 2015; MUJUMDAR, 2014).

Figura 2 - Diagrama esquemático dos fatores que afetam a secagem em *spray*.



Fonte: Adaptado de Keshani *et al.* (2015).

Entretanto, esse processo também apresenta algumas limitações, como o alto custo de instalação e a operação, sendo que o gasto energético é significativo. Além disso, a recuperação do produto e dos pós de baixa granulometria aumentam o custo de secagem. A secagem em *spray* pode ser limitada para certos materiais dado que o material a ser seco precisa ser bombeado para o interior da câmara. A maior limitação do secador *spray* atualmente é a deposição de produto nas paredes internas da câmara que pode levar à degradação do produto, sendo capaz, inclusive, de inviabilizar o processo de secagem (MUJUMDAR, 2014; KESHANI *et al.*, 2015; KOTA e LANGRISH, 2007).

2.1.2 Elementos de um secador *spray*

Para que seja possível atingir boa produtividade, baixo consumo de energia e uma alta qualidade do produto final, é essencial uma boa compreensão do processo de secagem citado, dado que os elementos do secador *spray* influenciam significativamente nas características do produto.

2.1.2.1 Atomizadores

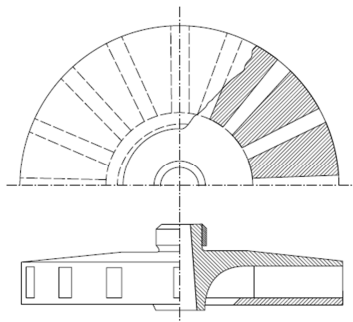
O elemento mais importante de um secador *spray* é o atomizador. Este precisa dispersar o material de alimentação em gotículas que devem ser bem distribuídas dentro do secador e possam se misturar rapidamente com o ar quente. Outra característica relevante é que as gotas produzidas não podem ser muito grandes evitando que fiquem mais úmidas do que o requerido pelo processo, nem muito pequenas, dificultando a recuperação do produto (PATEL, PATEL e SUTHAR, 2009).

Atomizadores são geralmente classificados em quatro tipos diferentes: rotativo, bico de pressão, pneumático e ultrassônico. A escolha do atomizador depende da natureza e viscosidade do material de alimentação, assim como das características do produto seco. Cada um oferece vantagens e desvantagens e, portanto, a instalação do tipo correto é de fundamental importância para que se obtenha um desempenho satisfatório no processo de secagem (MUJUMDAR, 2014).

2.1.2.1.1 Rotativo

No atomizador rotativo, o líquido é alimentado em uma superfície em rotação e espalha-se por força centrífuga. Em condições normais de operação, o líquido se estende a partir da periferia da superfície e se rompe sob ação aerodinâmica. Esse componente rotativo pode ser um simples disco liso, entretanto, é mais comum se usar discos com pás ou fendas. Quanto maior a velocidade de rotação, maior o ângulo formado pelas gotas (HUANG e MUJUMDAR, 2008). O diagrama de um atomizador rotativo é mostrado na Figura 3.

Figura 3 - Diagrama de um atomizador rotativo com aletas radiais retas.



Fonte: Mujumdar (2014).

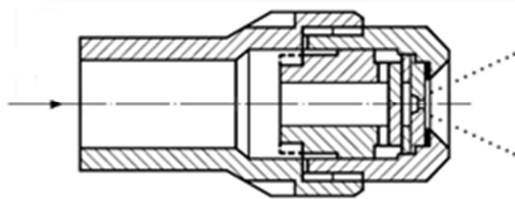
O ângulo do *spray* formado é aproximadamente 180° , o que gera uma ampla nuvem de dispersão de gotas. Devido à trajetória praticamente horizontal do *spray*, são necessárias câmaras de secagem com diâmetro maior para que se possa fazer uso desse tipo de atomizador (HUANG e MUJUMDAR, 2008). Pelo mesmo motivo, este gera maior deposição de produto nas paredes da câmara de secagem, podendo, inclusive, inviabilizar o processo de secagem para certos produtos.

Geralmente, o atomizador rotativo produz um *spray* de alta homogeneidade dentro de uma ampla gama de tamanho médio de gotículas. A distribuição do tamanho das gotículas pode ser controlada alterando a velocidade de rotação enquanto variações da taxa de alimentação produz um efeito menor. Esse tipo de atomizador é muito flexível e pode lidar com uma ampla variedade de líquidos com diferentes propriedades físicas. É um dos mais utilizados no processo industrial para a produção do leite em pó, uma vez que facilita a retirada de ar dissolvido na emulsão de leite (MUJUMDAR, 2014).

2.1.2.1.2 Bico de pressão

O atomizador bico de pressão cria um *spray* quando uma película fina de material é expelida pelo bocal, película esta gerada pela conversão da energia de pressão no interior do material em energia cinética (REN, HAO e WANG, 2011). Com esse tipo de atomizador, geralmente, é possível produzir gotas dentro de uma faixa estreita de diâmetros e as partículas secas são geralmente esferas ocas. Os *sprays* formados podem ser na forma de leque, cone oco ou cone cheio. (MUJUMDAR, 2014). O diagrama de um atomizador de bico de pressão é mostrado na Figura 4.

Figura 4 - Diagrama esquemático de um atomizador de bico de pressão.



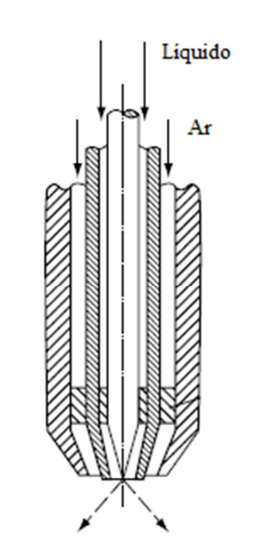
Fonte: Ren, Hao e Wang (2011).

2.1.2.1.3 Pneumático

Atomizadores pneumáticos, também chamados atomizadores de dois fluidos, atomizam o líquido utilizando gás comprimido, sendo que ar ou vapor é usado como a única força motriz para a atomização e, portanto, a qualidade do produto depende não somente das características do material a ser seco, mas também do gás de atomização utilizado.

Um aumento no ângulo do *spray* ou um aumento na pressão do ar acarreta numa redução do tamanho da gota. Um aumento na vazão de líquido tem efeito semelhante. As propriedades do líquido também são importantes em atomizadores pneumáticos dado que um aumento na viscosidade do material gera um aumento no tamanho médio das gotas (LIU *et al.*, 2006). O diagrama de um atomizador pneumático é mostrado na Figura 5.

Figura 5 - Diagrama de um bico pneumático com mistura externa.



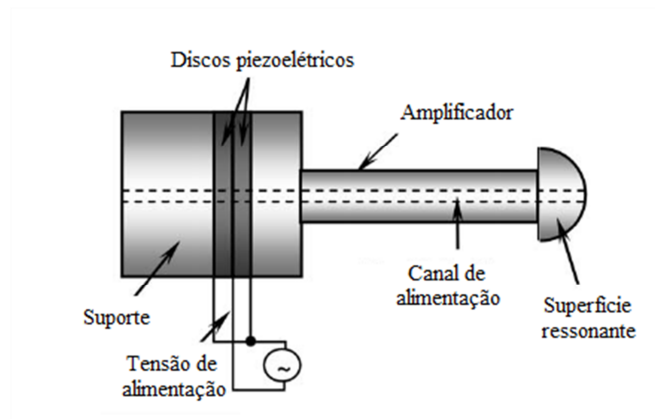
Fonte: Mujumdar (2014).

2.1.2.1.4 Ultrassônico

O mecanismo do atomizador ultrassônico consiste em ejetar gotas finas formadas em uma superfície com vibração ultrassônica. Frequência de vibração, tensão superficial e viscosidade do líquido são os principais fatores que influenciam o tamanho de partícula. As frequências comumente usadas em dispositivos

ultrassônicos estão na faixa de 20-180kHz em que os menores tamanhos de partícula são produzidos por maiores frequências (DOBRE e BOLLE, 2002). O diagrama de um atomizador ultrassônico é mostrado na Figura 6.

Figura 6 - Diagrama de um atomizador ultrassônico.



Fonte: Dobre e Bolle (2002).

O atomizador ultrassônico tem algumas vantagens comparando-o com os outros atomizadores tradicionais. Uma vantagem é a atomização de líquidos que não podem ser atomizados pelos outros tipos de atomizadores, como por exemplo, líquidos não-Newtonianos, abrasivos ou corrosivos (MUJUMDAR, 2014).

Atomizadores ultrassônicos possuem melhor uniformidade de partículas e menos risco de entupimento porque a energia é transmitida com alta eficiência para o líquido. Por se tratar de uma tecnologia relativamente nova, a literatura ainda apresenta foco no funcionamento do atomizador e não há, portanto, muitas pesquisas com aplicação prática (RAJAN e PANDIT, 2001; BITTNER e KISSEL, 1999). A tendência é que, com o conhecimento das vantagens deste dispositivo, ocorra um aumento no desenvolvimento de aplicações em que se possa avaliar sua utilidade em diferentes tipos de processo.

Um resumo das vantagens e desvantagens de cada tipo de atomizador encontra-se na Tabela 1. A escolha de um atomizador deve ser baseada em várias considerações, como disponibilidade, flexibilidade, consumo de energia e distribuição do tamanho de partícula do produto final. O método de atomização também deve ser escolhido com base nas dimensões da câmara e com base na nuvem de gotas requerida (MUJUMDAR, 2014; CAL e SOLLOHUB, 2010).

Tabela 1 - Vantagens e desvantagens de atomizadores.

Tipo de Atomizador	Vantagens	Desvantagens
Rotativo	<ul style="list-style-type: none"> • É possível a secagem de substâncias abrasivas; • Fácil controle do tamanho de partícula; • Alta eficiência; • Baixo risco de entupimento. 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto custo; • Necessidade de câmaras maiores.
Pressão	<ul style="list-style-type: none"> • Construção simples; • Baixo consumo de energia; • Baixo custo. 	<ul style="list-style-type: none"> • Tendência à corrosão; • Baixa eficiência; • Fácil entupimento.
Pneumático	<ul style="list-style-type: none"> • Possibilidade de controle de ampla gama de parâmetros de partícula; • Boa eficiência; • Dispersão homogênea. 	<ul style="list-style-type: none"> • Necessidade de grandes quantidades de gás comprimido; • Pressão do gás comprimido deve ser constante - boa repetibilidade.
Ultrassônico	<ul style="list-style-type: none"> • Auto-limpeza; • Baixo risco de acúmulo nas paredes. 	<ul style="list-style-type: none"> • Pode ocasionar problemas ambientais acústicos; • Baixa capacidade.

Fonte: Salomão (2012).

2.1.2.2 Tipos de fluxo

O sentido de movimentação do ar e do material pulverizado durante contato entre gota e ar pode ocorrer em escoamento concorrente, contracorrente ou em escoamento misto.

2.1.2.2.1 Escoamento concorrente

Em um escoamento concorrente, o material pulverizado e o ar de secagem possuem mesmo sentido de corrente dentro do secador. Neste caso, ocorre rápida evaporação do solvente, dado que as gotas recém-formadas são expostas a temperaturas mais altas. Além disso, ao entrar na câmara de secagem, as gotas possuem maior teor de umidade, protegendo-as, portanto, de degradação térmica. É a configuração mais utilizada na indústria, principalmente pelo fato de ser uma geometria mais simples que atende a uma ampla faixa de produtos (BIRCHAL, 2003; CAL e SOLLOHUB, 2010).

2.1.2.2.2 Escoamento contracorrente

Em um escoamento contracorrente, o material pulverizado e o ar de secagem possuem sentidos de escoamento opostos dentro da câmara. Em geral, nesta configuração, a alimentação de líquido é realizada por cima enquanto a entrada de ar é feita pela parte inferior do secador. A saída de produto é por baixo e a do ar, por cima. Neste caso, as partículas mais secas são expostas a temperaturas mais altas, acarretando em um produto mais seco. Além disso, esta configuração é mais utilizada em secagem de materiais termicamente sensíveis que requerem uma porosidade especial ou alta densidade aparente (BIRCHAL, 2003; CAL e SOLLOHUB, 2010).

2.1.2.2.3 Escoamento misto

Em um escoamento misto, o ar escoava inicialmente em concorrente com as gotas, alterando posteriormente o sentido de escoamento. Ou seja, o material atomizado inicia movimentação ascendente, mas altera seu sentido para descendente pelo arraste do ar e ambos saem pela parte inferior do secador. Neste caso, o produto obtido é mais grosso e geralmente há limitação da câmara de secagem (BIRCHAL, 2003; CAL e SOLLOHUB, 2010).

2.1.2.3 Câmara de secagem

O tamanho e a forma da câmara de secagem utilizada no processo influenciam no perfil de temperatura e na distribuição da dispersão de gotas no interior da câmara, influenciando, portanto, nas características do produto em pó.

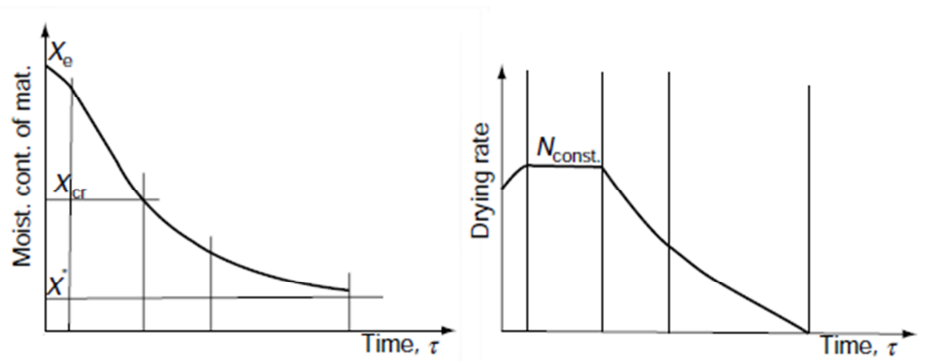
As câmaras de secagem mais comuns utilizadas na secagem em *spray* são na forma de cilindros verticais convergindo em um cone invertido na parte inferior. Na câmara, a dispersão de gotas move em vários fluxos de ar, ou seja, cada gota é sujeita a diferentes condições de temperatura e umidade dado que o fluxo de gás no interior da câmara é turbulento (CAL e SOLLOHUB, 2010).

Considerando a altura, as câmaras podem ser divididas em altas e baixas. Uma razão de altura pelo diâmetro maior que 5:1 caracteriza uma câmara alta, enquanto câmaras baixas geralmente possuem razão de aproximadamente 2:1 (CAL e SOLLOHUB, 2010).

2.1.3 Cinética de secagem

O comportamento de secagem dos sólidos pode ser caracterizado medindo a perda de umidade como uma função do tempo. Na Figura 7 são mostradas as curvas de evolução do teor de água do produto e da taxa de secagem ao longo do tempo.

Figura 7 - Curvas características de uma secagem convectiva.



Fonte: Mujumdar (2014).

O comportamento das curvas demarcam três períodos característicos. O primeiro é o período de indução, em que o sistema entra em regime operacional. No começo a transferência de massa e a taxa de secagem são pequenas devido à baixa pressão parcial de vapor d'água na superfície do produto. O segundo período é caracterizado por uma taxa de secagem constante, já que a pressão de vapor d'água na superfície do produto é constante. Nesse período, a quantidade de água disponível dentro do produto é grande e é evaporada como água livre. O terceiro período consiste no período de taxa decrescente de secagem. Esta redução ocorre porque há um abaixamento da pressão parcial de vapor d'água na superfície decorrente de uma menor difusão de água no interior do material para a superfície. (MUJUMDAR, 2014).

O valor de umidade que marca a transição entre o segundo e o terceiro período da secagem é denominado de umidade crítica. Após atingir esse valor, ocorre diminuição da taxa de secagem já que o movimento de água no interior da superfície do sólido é insuficiente para compensar a quantidade de água que evapora.

2.1.4 Isotermas de sorção

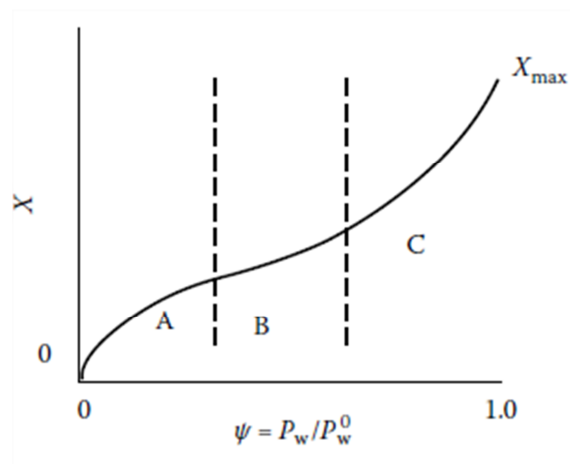
A água é um dos mais importantes componentes dos alimentos, afetando todas as suas propriedades físicas. A forma como a água afeta a natureza física e as propriedades dos alimentos é complexa devido à interação entre a água e o meio, o que envolve a estrutura física.

A atividade de água pode ser entendida como a umidade relativa em equilíbrio com o produto. Isotermas de sorção fornecem informações detalhadas entre a atividade de água e a umidade de equilíbrio de uma amostra a uma determinada temperatura (SAHIN e SUMNU, 2006). A determinação desta atividade de água é uma das medidas mais importantes no processamento e na análise dos materiais biológicos, devido a sua importância no que diz respeito à qualidade e estabilidade (PARK, BRIN e BROOD, 2001).

Existem diversos modelos para descrever isotermas dependendo da interação água-vapor na superfície do sólido, sendo que a maioria dos produtos alimentícios, incluindo o leite em pó, pode ser representada por isotermas sigmóides (MUJUMDAR, 2014).

Uma curva de isoterma de sorção característica de alimentos secos é apresentada na Figura 8, sendo que essa pode ser dividida em 3 regiões. A parte inicial corresponde à região A e diz respeito à água de monocamada, que está fortemente ligada ou indisponível para reação química ou degradação. A região B diz respeito às moléculas de água que estão adsorvidas nas multicamadas do sólido na qual a força de ligação entre a água e o produto é mais fraca. Nesta região, iniciam as reações que necessitam de umidade, aumentando mobilidade de solutos. A última região da curva de isoterma corresponde à região C, em que a água está sendo mantida no interior do sólido por forças de ligações fracas, sendo facilmente removida. Quando a pressão parcial de vapor de água externa é próxima de zero, então a umidade de equilíbrio dentro do produto também é próxima de zero (MUJUMDAR, 2014).

Figura 8 - Curva de isoterma de sorção característica de alimentos secos.



Fonte: Mujumdar (2014).

2.2 Sistemas dinâmicos

Sistemas dinâmicos são sistemas que variam suas propriedades com o tempo. Esses sistemas podem ser mecânicos, elétricos, hidráulicos, pneumáticos, térmicos ou ainda sistemas híbridos, resultantes da combinação de dois ou mais dos sistemas citados (DORF e BISHOP, 2011).

2.2.1 Modelagem de sistemas dinâmicos

Para analisar o comportamento de um sistema, é necessário obter uma representação da dinâmica do mesmo ao longo do tempo. Essa representação é chamada de modelo de um sistema, e este pode ser usado para simulação da resposta temporal das diversas variáveis e estudo de estratégias de controle.

A fim de desenvolver modelos aproximados, normalmente fazem-se considerações simplificadoras. Quando o modelo estiver pronto e for testado, se o desempenho for considerado inadequado, uma coisa a fazer é reavaliar a pertinência das considerações feitas durante o seu desenvolvimento (AGUIRRE, 2015).

É de fundamental importância identificar o tipo de sistema e suas propriedades. Isso acarreta numa melhor modelagem e numa melhor escolha do tipo de estratégia de controle a ser utilizada. Algumas propriedades de sistemas dinâmicos são (HAYKIN e VAN VEEN, 2001):

- a) Estabilidade: diz-se que um sistema é estável se e somente se toda entrada limitada resultar em uma saída limitada, ou seja, a saída não diverge se a entrada não divergir;
- b) Memória: diz-se que um sistema possui memória se sua saída depender de valores passados das entradas. Em contrapartida, diz-se que um sistema é sem memória se sua saída depender somente do valor presente das entradas;
- c) Causalidade: diz-se que um sistema é causal se o valor atual da saída depender somente dos valores presentes e/ou passados dos valores das entradas. Um sistema não causal depende de valores futuros dos valores das entradas;
- d) Invertibilidade: diz-se que um sistema é invertível se a entrada do sistema puder ser recuperada a partir da saída do mesmo;
- e) Invariância no tempo: diz-se que um sistema é invariante no tempo se um retardo ou avanço de tempo nas entradas levar a um deslocamento idêntico na saída, ou seja, as características de um sistema invariante no tempo não se modificam com o tempo. Caso contrário, diz-se que o sistema é variante no tempo;
- f) Linearidade: diz-se que um sistema é linear se ele satisfizer o princípio da superposição, ou seja, a resposta de um sistema linear a uma soma ponderada de sinais de entrada é igual à mesma soma ponderada de sinais de saída. Um sistema que não satisfaz o princípio da superposição é dito não linear.

2.2.1.1 Modelagem caixa branca

Modelagem caixa branca é também conhecida como modelagem pela física ou natureza do processo ou, ainda, modelagem fenomenológica ou conceitual (AGUIRRE, 2015). Um modelo caixa branca é o mais detalhado e compreensivo dentro da modelagem de sistemas. Como resultado, o modelo encontrado terá dinâmica não linear e tão próxima possível quanto a real dinâmica da planta. Esta modelagem é flexível e realista, entretanto, envolve maior complexidade, e quanto mais complexo o modelo, mais difícil é de identificar os valores de seus parâmetros.

Por isso, um modelo caixa branca puro não existe essencialmente como uma cópia da realidade (SIVARAJALINGAM, 2009).

2.2.1.2 Modelagem caixa preta

Modelagem caixa preta é uma área do conhecimento que estuda técnicas alternativas de modelagem matemática e é usada para investigar sistemas complexos sendo necessário pouco ou nenhum conhecimento prévio sobre o processo e suas estruturas internas. Tal técnica é também referida como identificação caixa preta ou modelagem empírica (AGUIRRE, 2015; SIVARAJALINGAM, 2009). São necessários, portanto, dados experimentais para que se possa obter um modelo por este método que envolve coleta de dados, determinação da estrutura do modelo, estimação de parâmetros e validação do modelo (SIVARAJALINGAM, 2009).

2.2.1.3 Modelagem caixa cinza

Modelagem caixa cinza é uma representação física híbrida do sistema e é resultado da combinação das melhores características dos modelos caixas branca e preta, sendo que possui flexibilidade e é fisicamente mais consistente do que um modelo caixa preta, embora alguns parâmetros físicos sejam simplificados ou aproximados por um modelo empírico (SIVARAJALINGAM, 2009).

2.2.2 Modelagem de secadores spray

Descrever e desenvolver um modelo matemático que reproduza um processo de secagem em *spray* de forma completa e precisa é uma tarefa complicada devido à alta complexidade das propriedades físicas, químicas e mecânicas do sistema (SIVARAJALINGAM, 2009).

Birchal *et al.* (2006) elaboraram um sistema de equações algébrico-diferenciais que descreve a dinâmica do processo considerando a fase gasosa como contínua e a fase sólido-líquida como discreta incluindo partículas de diferentes tempos de residência dentro do secador utilizando um balanço populacional. Os autores também simularam em fluidodinâmica computacional (CFD - *Computational Fluid Dynamics*) um modelo tridimensional que se mostrou útil para descrever

aglomeração de partículas e a adesão das mesmas na parede da câmara de secagem.

Langrish (2009) descreveu modelos com o foco no estudo na deposição de material na parede do secador. Um modelo mais simplificado pode dar uma ideia do desempenho geral do processo de secagem, mas não é possível detalhar a forma com que o material se adere à parede do secador e, segundo o autor, é este o principal papel de simulações CFD em secadores *spray* atualmente.

Sivarajalingam (2009) desenvolveu modelos em regime estacionário e dinâmico de um secador *spray* baseado em equações de massa e energia, assim como nas características do material a ser seco (no caso, maltodextrina), sendo que o foco do trabalho era descrever de forma satisfatória os perfis de temperatura e umidade do produto e do gás de secagem.

Modelos empíricos de secagem em *spray* foram desenvolvidos para leite integral (TAN, IBRAHIM e TAIP, 2010) e suco de laranja (TAN *et al.*, 2011) utilizando bico de pressão. Os modelos gerados em forma de funções de transferência foram de primeira ordem com atraso e foram obtidos a partir de resposta ao degrau na temperatura do ar de entrada do secador. Os parâmetros da função de transferência mudam para cada tipo de material, ou seja, seria preciso realizar modelagem empírica para cada material a ser seco.

Um modelo caixa cinza para um secador *spray* foi desenvolvido por Petersen *et al.* (2013) em que a estrutura do modelo foi baseada em fenômenos físicos de secagem e os parâmetros e coeficientes foram identificados a partir de dados experimentais. O modelo se mostrou adequado para prever a temperatura, umidade e tamanho das partículas em cada estágio do secador, entretanto, valores de umidade e tamanho de partícula possuem certa incerteza já esperada.

Seria mais interessante controlar diretamente a umidade do produto seco em processos de secagem, porém, geralmente isso envolve procedimentos lentos ou de alto custo. Vieira, Freire e Freire (2015) desenvolveram uma aplicação de um sensor virtual para a medição online da umidade de pó em um secador de leito de jorro. O sensor se mostrou capaz de estimar a umidade do pó mesmo com perturbações na planta, mas se mostrou limitado quando há grande acúmulo de pó na parede, dado que uma consideração do modelo do sensor é que não haja acúmulo ou perda de massa dentro do secador.

2.2.3 Estimação dos parâmetros de modelos FOPDT

Modelos de primeira ordem com atraso puro de tempo (FOPDT – *First Order Plus Dead Time*) são frequentemente utilizados na indústria e podem representar de forma aproximada a relação entre as temperaturas do ar de entrada e saída do secador *spray* (TAN, IBRAHIM e TAIP, 2010; TAN *et al.*, 2011). Esses podem ser descritos pela seguinte função de transferência:

$$G_p(s) = \frac{K_p \cdot e^{-\theta s}}{\tau \cdot s + 1} \quad (1)$$

em que $G_p(s)$ é a função de transferência do sistema, K_p é o ganho do processo, τ é a constante de tempo e está relacionada à velocidade de resposta do sistema quando ocorre uma variação na entrada do mesmo, e θ é um atraso puro de tempo que corresponde ao intervalo de tempo entre os instantes de mudança da entrada e em que a saída começa a responder.

A grande utilização destes modelos na indústria se justifica pela simplicidade de ajuste dos controladores PID que possui em literatura um estudo abrangente com diversas sintonias propostas para este tipo de controlador.

Um método para identificação dos parâmetros do modelo é baseado em dois pontos da curva de resposta do processo, sendo que o modelo e a curva gerada pelo sistema real possuem pelo menos dois pontos correspondentes, previamente definidos. O ganho do processo K_p é calculado da mesma maneira para os diversos métodos de estimação, pela variação da saída Δy dividida pela variação da entrada Δu em regime permanente, ou seja:

$$K_p = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{y_f - y_i}{u_f - u_i} \quad (2)$$

Em seguida, para determinar θ e τ , é preciso escrever a função de transferência no domínio do tempo, obtendo então:

$$y(t) = \begin{cases} 0 & 0 \leq t < \theta \\ K_p [1 - e^{-(t-\theta)/\tau}] \Delta u & t \geq \theta \end{cases} \quad (3)$$

possibilitando criar um sistema de duas equações com duas incógnitas para estimação destes parâmetros. O tempo necessário para se atingir um determinado valor y_x na curva de resposta pode ser calculado por:

$$t_x = \theta - \tau \cdot \ln\left(1 - \frac{1}{K_p \Delta u} \cdot y_x\right) \quad (4)$$

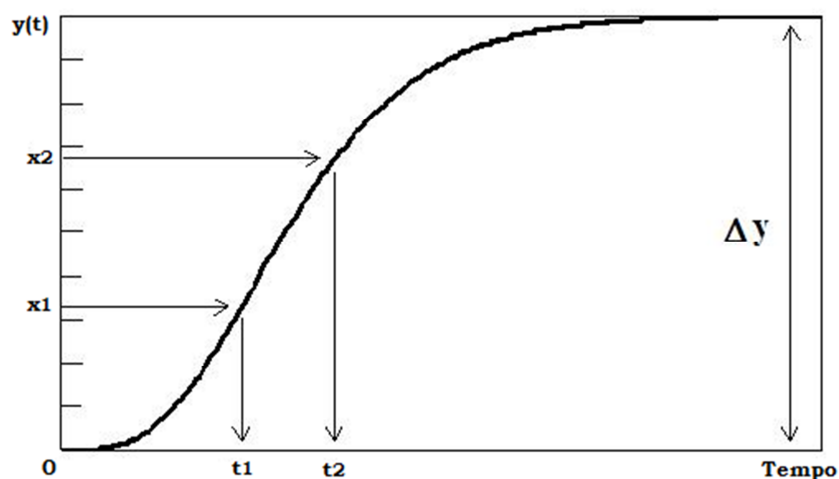
A resposta do sistema pode ser normalizada levando em consideração que $\Delta y = K_p \Delta u$:

$$t_x = \theta - \tau \cdot \ln(1 - x) \quad (5)$$

em que x possui valor entre zero e um, representando uma variação percentual a partir do estímulo fornecido na entrada do sistema. A partir este estímulo, o sistema leva determinado tempo (t_1, t_2) para se atingir os pontos (x_1, x_2) sobre a curva. A Figura 9 mostra uma curva de resposta típica de sistemas de primeira ordem com atraso de tempo.

$$\begin{cases} t_1 = \theta - \tau \cdot \ln(1 - x_1) \\ t_2 = \theta - \tau \cdot \ln(1 - x_2) \end{cases} \quad (6)$$

Figura 9 - Resposta de um sistema de primeira ordem com atraso de tempo.



Fonte: Smith (1972).

Resolvendo o sistema dado pela Equação 6, os parâmetros θ e τ podem ser obtidos:

$$\tau = \frac{t_2 - t_1}{\ln(1 - x_1) - \ln(1 - x_2)} \quad (7)$$

$$\theta = t_2 + \tau \cdot \ln(1 - x_2) \quad (8)$$

A escolha dos pontos x_1 e x_2 tem influência na estimação dos parâmetros do modelo. Diversos autores utilizaram o mesmo método baseado nos dois pontos, porém escolheram diferentes percentuais da curva de resposta do sistema, conforme mostrado na Tabela 2.

Tabela 2 - Percentuais de resposta para métodos de identificação por dois pontos.

Método	x_1 (%)	x_2 (%)
Smith (1972)	28,3	63,2
Ho <i>et al.</i> (1995)	35,0	85,0
Chen e Yang (2000)	33,0	67,0
Viteckova <i>et al.</i> (2000)	33,0	70,0
Alfaro (2011)	25,0	75,0

Para realizar análise quantitativa, é preciso dispor de algum índice que represente o erro e, conseqüentemente, a qualidade do ajuste do modelo. Uma das medidas mais comuns de desempenho de modelos é o erro quadrático médio (RMSE – *Root Mean Square Error*), calculado por:

$$RMSE_{modelo} = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{t=1}^N (y(t) - \hat{y}(t))^2} \quad (9)$$

em que N é a quantidade de observações utilizadas, $y(t)$ são os dados do sistema real, e o acento circunflexo em $\hat{y}(t)$ denota a estimativa de $y(t)$ dada pelo modelo. Quanto menor o valor de RMSE, mais aproximada são as respostas do modelo e do sistema físico.

2.3 Sistemas de controle

O controle de processos na automação tem por objetivo manter variáveis de um processo em valores pré-determinados (também conhecidos como *setpoints*) com erros nulos ou mínimos. Sabe-se que um sistema de controle ineficiente pode resultar em significativos danos, perdas e desperdícios (TAN, TAIP e AZIZ, 2009; DORF e BISHOP, 2011)

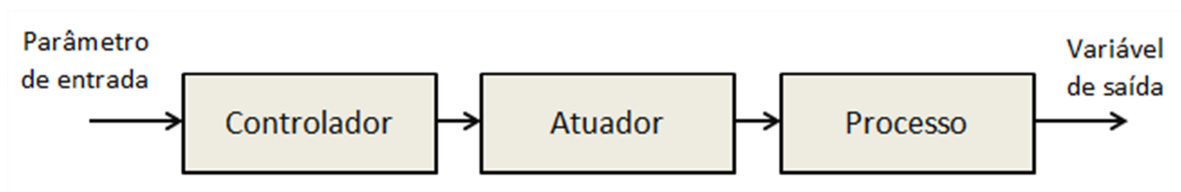
Dado que um sistema seja controlável, para que se consiga um bom controle do processo, é preciso fazer em um primeiro momento, a modelagem do sistema, permitindo um estudo do provável comportamento real deste. Um bom modelo é requerido para que se possa avaliar de forma adequada as estratégias de controle para a planta. Então, conceitos definidos na Teoria de Controle devem ser estudados para que sejam aplicados de forma correta.

2.3.1 Elementos de Teoria de Controle

O controle de processos envolve atingir e manter valores de referência para variáveis importantes, as variáveis controladas, alterando o comportamento do sistema físico por meio das variáveis manipuladas, que por sua vez são modificadas pelo controlador.

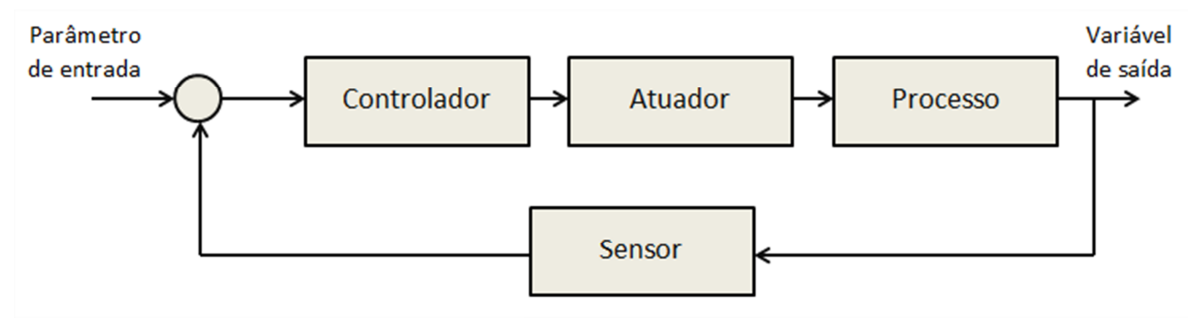
Pode-se ter controle em malha aberta ou malha fechada. Um sistema de controle em malha aberta usa diretamente o controlador e um atuador para obter a resposta desejada sem retroação (ou *feedback*), como mostrado na Figura 10. Neste caso, o controlador não leva em consideração a saída atual do processo. Em contrapartida, um sistema de controle em malha fechada utiliza o valor atual da variável a ser controlada em comparação a um *setpoint* desejado, como mostrado na Figura 11.

Figura 10 - Sistema de controle em malha aberta (sem *feedback*).



Fonte: Dorf e Bishop (2011).

Figura 11 - Sistema de controle em malha fechada (com *feedback*).



Fonte: Dorf e Bishop (2011).

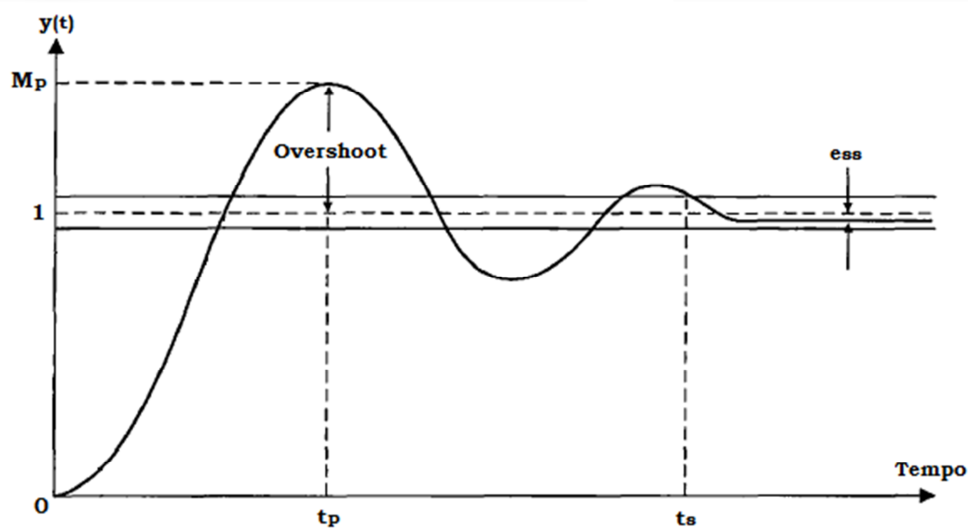
O controle em malha fechada apresenta muitas vantagens em relação ao controle em malha aberta, incluindo a habilidade de rejeitar distúrbios externos e melhorar a atenuação de ruídos de medição, características que são inevitáveis em aplicações reais e precisam ser levadas em consideração para projeto de bons controladores (DORF e BISHOP, 2011).

Grande parte dos controles em malha fechada possui mais de uma realimentação, fazendo com que o sistema seja mais robusto a distúrbios da planta. Atualmente, há uma crescente utilização de técnicas de controle avançadas em processos industriais, como por exemplo, controle adaptativo e preditivo, assim como lógica *fuzzy* e redes neurais.

Algo importante a se observar é a resposta temporal de um sistema, que mostra como este se comporta quando submetido a uma variação em alguma de suas variáveis de entrada. A resposta temporal do sistema permite que se estabeleçam parâmetros que viabilizam uma análise da eficiência do controle realizado. Esta resposta pode ser dividida em duas partes: resposta transitória e regime permanente (DORF e BISHOP, 2011).

Com relação à resposta transitória, os parâmetros importantes a serem observados são o sobressinal, ou *overshoot*, e o tempo de subida, que está diretamente relacionado com o tempo de resposta do sistema, ou seja, o tempo que este reage a mudanças das variáveis ou perturbações na planta. Com relação ao regime permanente, os parâmetros importantes são o tempo de acomodação e o erro (DORF e BISHOP, 2011). A Figura 12 mostra uma resposta de segunda ordem e alguns parâmetros considerados importantes para análise de desempenho.

Figura 12 - Resposta de um sistema de segunda ordem.



Fonte: Dorf e Bishop (2011).

O tempo de acomodação é o tempo necessário para a resposta ficar dentro de uma faixa do valor final (em geral 2%). O *overshoot* corresponde à diferença entre o valor de pico M_p e o valor final, sendo que geralmente é apresentado em valores percentuais.

2.3.1.1 Controladores PID

Muitos processos industriais são controlados utilizando controladores PID (PID – Proporcional-Integral-Derivativo), já que esse tipo de controle possui estrutura simples e eficiente. Esse controlador se baseia em um algoritmo matemático permitindo ao sistema operar de forma estável o ponto de ajuste desejado, mesmo que variações ou distúrbios ocorram. O controle PID sem filtro derivativo pode ser descrito pela seguinte equação (DORF e BISHOP, 2011):

$$u(t) = K_c \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (10)$$

sendo $u(t)$ o sinal de controle enviado ao atuador e o erro $e(t)$ é a diferença entre o valor desejado (*setpoint*) e o valor real da variável. K_c , T_i e T_d são parâmetros do controlador a serem ajustados. Existem diversas equações e variações desse tipo

de controle e a Equação 10 foi escolhida porque o controlador utilizado realiza a configuração dos parâmetros baseado nessa estrutura.

Cada ação de controle (P, I e D) desenvolve uma função determinada. A ação proporcional (P) provoca reação rápida em função de perturbações ou variações da referência, a ação integral (I) é capaz de eliminar o erro de regime permanente, enquanto a ação derivativa (D) pode antecipar o comportamento do processo.

O processo de configuração ideal para os ganhos K_c , T_i e T_d para obter a resposta ideal de um sistema de controle é chamado de ajuste ou sintonia. Há diversos métodos analíticos para se sintonizar um controlador PID, entretanto, para se usar esses métodos, é preciso que a função de transferência do processo seja conhecida. Existem, também, métodos práticos de sintonia PID, sendo que o mais conhecido é o Ziegler-Nichols. Para um controle satisfatório, os controladores requerem sintonia em tempo real, sendo que ajustes devem ser feitos caso as condições operacionais do processo ou do ambiente mudem significativamente (DORF e BISHOP, 2011).

2.3.2 Controle de secadores spray

Um projeto de automação é iniciado pela seleção das variáveis mais relevantes e os instrumentos de medida mais adequados para desenvolver a estratégia de controle. Apesar de ser uma variável determinante no processo, a umidade do pó geralmente não é utilizada no controle, por se tratar de uma variável de difícil medição contínua. Então, uma alternativa é controlar a temperatura do gás de secagem que está diretamente relacionada com a umidade do pó, pois essa variável pode ser modificada com facilidade e precisão (TAN, TAIP e AZIZ, 2009). Alarmes devem ser adicionados para detectar potenciais para explosão, entupimento do atomizador, alta temperatura e perda de fluxo de ar (MUJUMDAR, 2014).

A temperatura de saída é estabilizada a partir da umidade desejada do produto de acordo com a isoterma de sorção do mesmo. Em secadores industriais, o pó formado não atinge a umidade de equilíbrio, portanto, isotermas servem para se fazer uma estimativa e os valores reais da umidade do pó são geralmente determinados experimentalmente. A temperatura de entrada deve ser a mais alta possível sem que haja degradação do produto.

Apesar de um secador de pulverização poder ser operado com controladores simples, está se tornando uma prática normal utilizar controladores lógicos programáveis (PLC – *Programmable Logic Controller*), que oferecem maior capacidade de monitoramento e funções de alarme. Além disso, esses PLCs podem iniciar partidas e paradas programadas (POTE e SUDIT, 2015).

No estudo realizado por Tan, Taip e Aziz (2009), o objetivo do sistema de controle do secador era manter a temperatura do ar de saída em um *setpoint*, manipulando, portanto, a temperatura do ar de entrada. A taxa de alimentação era controlada manualmente. A partir de um modelo empírico, os autores simularam o controle por realimentação negativa utilizando dois tipos de controle, PI e PID, sintonizados por quatro métodos diferentes. Observaram que para a planta utilizada, a sintonia mais adequada é o controlador PI sintonizado por síntese direta, já que este obteve melhor desempenho e se manteve robusto a pequenas variações nos valores nominais dos parâmetros projetados.

Nava *et. al.* (2002) e Tan *et. al.* (2011) também utilizaram controlador PI em secador *spray*, já que esse controle se mostrou eficaz e robusto quando o secador é modelado por uma função de transferência de primeira ordem com atraso.

Pérez-Correa e Farías (1995) estudaram estratégias de controle de secadores *spray* em simulações e conseguiram, utilizando um sistema de controle em cascata, manter a umidade do ar de saída dentro dos limites, independente do tipo de distúrbio no sistema.

Petersen *et al.* (2014) desenvolveram um controle preditivo ótimo em que a umidade do pó foi controlada dentro das especificações e com isso, a incrustação dentro do secador foi evitada. Observaram, também, que o modelo de controle preditivo desenvolvido obteve melhor desempenho do que o controle PID convencional e que esse benefício é ainda maior para secadores industriais. Deposição de material na superfície da câmara de secagem foi eficientemente evitada dado que foram colocadas restrições no modelo preditivo com relação à capacidade de aderência do material, sendo que o controle era constantemente adaptável a variações na alimentação e condições do ambiente.

2.3.3 Técnicas de sintonia PID

O valor de atuação do controlador PID para garantir um desempenho satisfatório e um controle estável depende do valor numérico dos parâmetros PID. Existem diversos métodos de sintonia, dentre esses os mais utilizados são aqueles que apresentam regras de ajuste baseadas em um modelo aproximado do processo, quando for possível obtê-lo. Para a maior parte dos processos, o valor encontrado por esses métodos é adequado, porém há casos em que a correção manual ainda se mostra necessária.

Assume-se que o secador *spray* seja representado por um modelo FOPDT, possuindo, então, três parâmetros físicos (K_p , θ e τ). A partir desses parâmetros, os ganhos do controlador podem ser calculados com base em equações projetadas para que o comportamento em malha fechada esteja dentro das especificações. A Tabela 3 mostra como os valores de K_c , T_i e T_d são calculados para algumas sintonias PID clássicas da literatura.

A razão entre θ e τ é chamada de fator de incontrolabilidade e restringe a utilização de tais métodos para valores de θ que não sejam significativos em relação ao τ .

As definições de um bom desempenho de controle são bastante variadas, por isso é importante definir índices que quantifiquem a qualidade do comportamento dinâmico desempenhado pelo sistema de controle. Um desses índices é a integral do erro absoluto (IAE – *Integral Absolute Error*) que considera o módulo do erro, sendo amplamente utilizado em estudos de simulação e é equivalente à soma das áreas acima e abaixo do valor de referência, sendo calculado da seguinte maneira:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (11)$$

Tabela 3 - Métodos de sintonia PID baseadas em modelo FOPDT.

Método	PI	PID	Restrições
Ziegler e Nichols (1942)	$K_c = \frac{0,9}{K_p} \cdot \frac{\tau}{\theta}$ $T_i = 3,33 \cdot \theta$	$K_c = \frac{1,2}{K_p} \cdot \frac{\tau}{\theta}$ $T_i = 2 \cdot \theta$ $T_d = 0,5 \cdot \theta$	$\frac{\theta}{\tau} \leq 1,0$
Chien, Hrones e Reswick (1952)	$K_c = \frac{0,35}{K_p} \cdot \frac{\tau}{\theta}$ $T_i = 1,17 \cdot \tau$	$K_c = \frac{0,6}{K_p} \cdot \frac{\tau}{\theta}$ $T_i = \tau$ $T_d = 0,5 \cdot \theta$	$0,1 \leq \frac{\theta}{\tau} \leq 1$
Cohen e Coon (1953)	$K_c = \frac{1}{K_p} \cdot \frac{\tau}{\theta} \left(0,9 + \frac{\theta}{12 \cdot \tau} \right)$ $T_i = \theta \cdot \frac{30 + 3 \cdot \theta/\tau}{9 + 20 \cdot \theta/\tau}$	$K_c = \frac{1}{K_p} \cdot \frac{\tau}{\theta} \left(\frac{4}{3} + \frac{\theta}{4 \cdot \tau} \right)$ $T_i = \theta \cdot \frac{32 + 6 \cdot \theta/\tau}{13 + 8 \cdot \theta/\tau}$ $T_d = \frac{4 \cdot \theta}{11 + 2 \cdot \theta/\tau}$	$\frac{\theta}{\tau} \leq 1,0$
Smith e Corripio (1985)	$K_c = \frac{\tau}{K_p(\tau_c + \theta)}$ $T_i = \tau$	$K_c = \frac{\tau + 0,5 \cdot \theta}{K_p(\tau_c + 0,5 \cdot \theta)}$ $T_i = \tau + 0,5 \cdot \theta$ $T_d = \frac{\tau \cdot \theta}{2 \cdot \tau + \theta}$	$\theta \ll \tau$
Rivera, Morari e Skogestad (1986)	$K_c = \frac{\tau + 0,5 \cdot \theta}{K_p \cdot \lambda}$ $T_i = \tau + 0,5 \cdot \theta$ $\frac{\lambda}{\theta} \geq 1,7$	$K_c = \frac{2 \cdot \tau + \theta}{K_p \cdot (2 \cdot \lambda + \theta)}$ $T_i = \tau + 0,5 \cdot \theta$ $T_d = \frac{\tau \cdot \theta}{2 \cdot \tau + \theta}$ $\frac{\lambda}{\theta} \geq 0,8$	$0,1 \leq \frac{\theta}{\tau} \leq 1$
Sree, Srinivas e Chidambaram (2004)	$K_c = \frac{0,9719}{K_p} \cdot \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{-0,8915}$ $T_i = \tau \left[10,59 \cdot \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^2 - 2,3588 \right. \\ \left. \cdot \left(\frac{\theta}{\tau} \right) + 0,8985 \right]$	$K_c = \frac{1}{K_p} \cdot \left(\frac{\tau}{\theta} + 0,5 \right)$ $T_i = \tau + 0,5 \cdot \theta$ $T_d = \frac{0,5 \cdot \theta \cdot (\tau + 0,1667 \cdot \theta)}{\tau + 0,5 \cdot \theta}$	$0,1 \leq \frac{\theta}{\tau} \leq 0,4$

3 PROPOSTA DE MODELAGEM DINÂMICA DE UM SECADOR *SPRAY*

A modelagem de um secador *spray* pode ser feita a vários níveis e graus de detalhamento, de acordo com os objetivos e variáveis a serem consideradas nas simulações e estimativas. O modelo proposto neste trabalho é um modelo simplificado baseado nas modelagens propostas por Birchal (2003), Sivarajalingam (2009) e Viswanathan (1986).

3.1 Considerações do modelo proposto

Descrever um processo de secagem em *spray* completamente por meio de equações físicas é bastante complexo e, por esta razão, algumas simplificações são feitas para que o modelo possa ser elaborado.

Sabe-se que o movimento das gotas formadas pela atomização é dependente da geometria da câmara de secagem. Técnicas CFD são adequadas para simular o movimento destas gotas, além da maneira como o calor se distribui no interior da câmara. Entretanto, uma desvantagem desta abordagem são os longos tempos de cálculos requeridos, além dos valores dos parâmetros não apresentarem significado físico (SIVARAJALINGAM, 2009).

Uma abordagem mais simples é descrever as equações de balanços gerais para o secador considerando seu comportamento como sendo o de um reator perfeitamente agitado (CSTR – *Continuously Stirred Tank Reactor*) (SOLTANI *et al.* 2015). Esse tipo de reator possui escoamento contínuo e sem acúmulo. Além disso, a composição de saída é igual à composição dentro do reator, que por sua vez é considerada uniforme. Portanto, o secador *spray* é modelado como um CSTR, sendo que sua formulação matemática é baseada nas seguintes considerações e simplificações:

1. o gás de secagem e a alimentação são continuamente injetados na câmara e possuem características conhecidas (vazão, composição e temperatura);
2. o gás é assumido como uma composição de ar seco e vapor e se comporta como gás ideal em uma perfeita mistura;

3. a temperatura do gás é considerada uniforme no interior do secador e as temperaturas de saída da fase sólida e do gás estão praticamente em equilíbrio;
4. perdas térmicas para o material da parede do secador são desprezadas e não há acúmulo ou perda de material no interior da câmara de secagem;
5. a alimentação líquida é atomizada em gotas que possuem uniformidade e homogeneidade. Para simplicidade de cálculos, as partículas são modeladas em formato esférico e estas são bem misturadas no interior da câmara, não colidindo ou interagindo com outras gotas ou com a parede interna da câmara;
6. o fluxo de calor ocorre do gás quente para as gotas, desprezando-se os gradientes de temperatura no interior das partículas;
7. a cinética de secagem das gotas pode ser descrita por dois períodos distintos, sendo que no primeiro ocorre redução do volume da gota, e no segundo há um aumento na espessura da crosta, sem alterações no volume da partícula;
8. a difusividade de vapor de água através da crosta da partícula é considerada constante durante a secagem das partículas.

3.2 Balanços de energia e massa

No modelo dinâmico, a diferença entre taxas de entrada e saída de um componente expressa a taxa de acúmulo deste no sistema, seja de massa ou energia. Em regime permanente, essa taxa é nula, ou seja, a taxa de saída é igual à taxa de entrada.

Para a equação dinâmica de balanço de energia do secador, é mais conveniente trabalhar com entalpia, dado que a câmara possui volume constante. A equação do balanço de energia é dada por:

$$m_{artotal}C \frac{dT_o}{dt} = G(H_{gi} - H_{go}) + F(H_{si} - H_{so}) + \dot{Q} + \dot{W} \quad (12)$$

sendo G e F taxas mássicas do gás seco e do sólido seco respectivamente alimentados, H_g e H_s as entalpias das fases gasosa e sólida respectivamente (o e i índices que significam saída e entrada do secador). Estas entalpias podem ser calculadas pelas seguintes equações:

$$H_g = C_{pa}(T_g - T_{ref}) + Y[\lambda + C_{pv}(T_g - T_{ref})] \quad (13)$$

$$H_s = C_{ps}(T_s - T_{ref}) + XC_{pl}(T_s - T_{ref}) \quad (14)$$

em que a entalpia total, tanto na entrada quanto na saída, é a soma das entalpias das duas fases. C_p representa o calor específico (a – ar, v – vapor de água, l – água líquida), X e Y umidades absolutas do sólido e do gás em base seca, T_g e T_s as temperaturas do gás e sólido respectivamente, T_{ref} a temperatura de referência e λ o calor latente de vaporização. O calor específico do leite C_{ps} é calculado com base em sua composição. Dado que o secador é considerado um CSTR, assume-se que as temperaturas de saída da fase sólida (T_{so}) e do gás (T_{go}) estão praticamente em equilíbrio, ou seja: $T_{go} = T_{so} = T_o$. \dot{Q} representa a taxa de calor adicionada ao sistema e \dot{W} é a taxa de trabalho realizado no mesmo. Dado que a câmara de secagem não é externamente aquecida e a pressão é mantida constante, \dot{Q} e \dot{W} são considerados iguais à zero. Os cálculos de C_p e os valores das demais propriedades estão descritos no Apêndice A.

No início, quando nenhum fluxo entra ou sai da câmara de secagem, o valor de $m_{artotal}$ é calculado a partir da densidade do ar ambiente e do volume da câmara, que é constante. A densidade do ar (ρ_{ar}) é considerada como a soma das densidades do ar seco e do vapor, sendo função da pressão total P , pressão de vapor P_v e da temperatura T do ar:

$$\rho_{ar} = \rho_{arseco} + \rho_{vapor} = M_{arseco} \frac{P - P_v}{RT} + M_{agua} \frac{P_v}{RT} \quad (15)$$

A massa de ar é separada em massa de ar seco e massa de vapor no ar, que são determinadas para o instante inicial:

$$m_{ar\ inicio} = \rho_{ar} V_{camara} = m_{arseco\ inicio} + m_{vapor\ inicio} \quad (16)$$

$$m_{arseco\ inicio} = m_{ar\ inicio} \frac{1}{Y_i + 1} \quad (17)$$

$$m_{vapor\ inicio} = m_{ar\ inicio} - m_{arseco\ inicio} \quad (18)$$

em que $m_{ar\ inicio}$ é a massa total de ar no instante inicial, V_{camara} é o volume da câmara calculado com base em sua geometria e Y_i é a umidade absoluta do ar no instante inicial.

Sabe-se que o total de massa de ar seco dentro da câmara de secagem não se altera, portanto, variações na massa total de ar são geradas apenas por variações na massa de vapor de água contida no ar. Logo, o balanço de massa fornece a seguinte equação:

$$\frac{dm_{artotal}}{dt} = \frac{dm_{vapor}}{dt} = G(Y_i - Y_o) + F(X_i - X_o) \quad (19)$$

sendo que

$$m_{artotal} = m_{arseco\ inicio} + m_{vapor} \quad (20)$$

A umidade do gás de saída (Y_o) é calculada dividindo o total de massa de vapor pelo total de ar seco da câmara, que não muda.

$$Y_o = \frac{m_{vapor}}{m_{arseco\ inicio}} \quad (21)$$

A umidade do produto em pó (X_o) precisa ser determinada a partir da isoterma de sorção do material que é dependente da umidade relativa e da temperatura. A umidade relativa (ψ) é calculada dividindo a pressão de vapor do gás (P_v) pela pressão de vapor de saturação (P_{vsat}) à T_g , ou seja:

$$\psi = \frac{P_v}{P_{vsat}} \cdot 100\% \quad (22)$$

sendo que as pressões são calculadas a partir da temperatura e da umidade do gás de saída. Para calcular a pressão de vapor de saturação do ar, pode-se usar a equação de Antoine expressa por (GREEN e PERRY, 2008):

$$\log_{10}P_{vsat} = 8,07131 - \frac{1730,63}{233,426 + T} \quad (23)$$

A pressão de vapor atual é relacionada à umidade do gás de saída do secador, podendo ser calculada por:

$$P_v = \frac{(Y_o/0,622) \cdot P_{atm}}{[1 + (Y_o/0,622)]} \quad (24)$$

3.3 Isoterma de sorção do leite em pó

A umidade do produto em pó é aproximada pela umidade de equilíbrio, que é o estado em que o material não ganha nem perde umidade para o ambiente. Sabe-se que esta umidade pode variar dependendo das condições do ambiente a que o material é exposto. Porém, ela depende não somente da pressão parcial de vapor e temperatura, mas também da natureza dos sólidos. Devido às diferentes interações entre a água e os componentes sólidos, cada produto tem sua única e própria isoterma de sorção (SAHIN e SUMNU, 2006)

A relação entre pressão de vapor de equilíbrio e umidade na substância pode ser representada pela função de isoterma de sorção. Devido à complexidade desse processo de sorção, essas isotermas são obtidas experimentalmente.

A isoterma de dessorção para o leite bovino em pó integral utilizada neste trabalho foi elaborada por Lin, Chen e Pearse (2005). O modelo encontrado foi uma equação do tipo GAB (GAB – *Guggenheim-Anderson-de Boer*) que é adequada para caracterização de sorção de água em materiais alimentícios:

$$X_{eq} = \frac{0,04277 \cdot C \cdot K \cdot a_w}{(1 - K \cdot a_w)(1 - K \cdot a_w + C \cdot K \cdot a_w)} \quad (25)$$

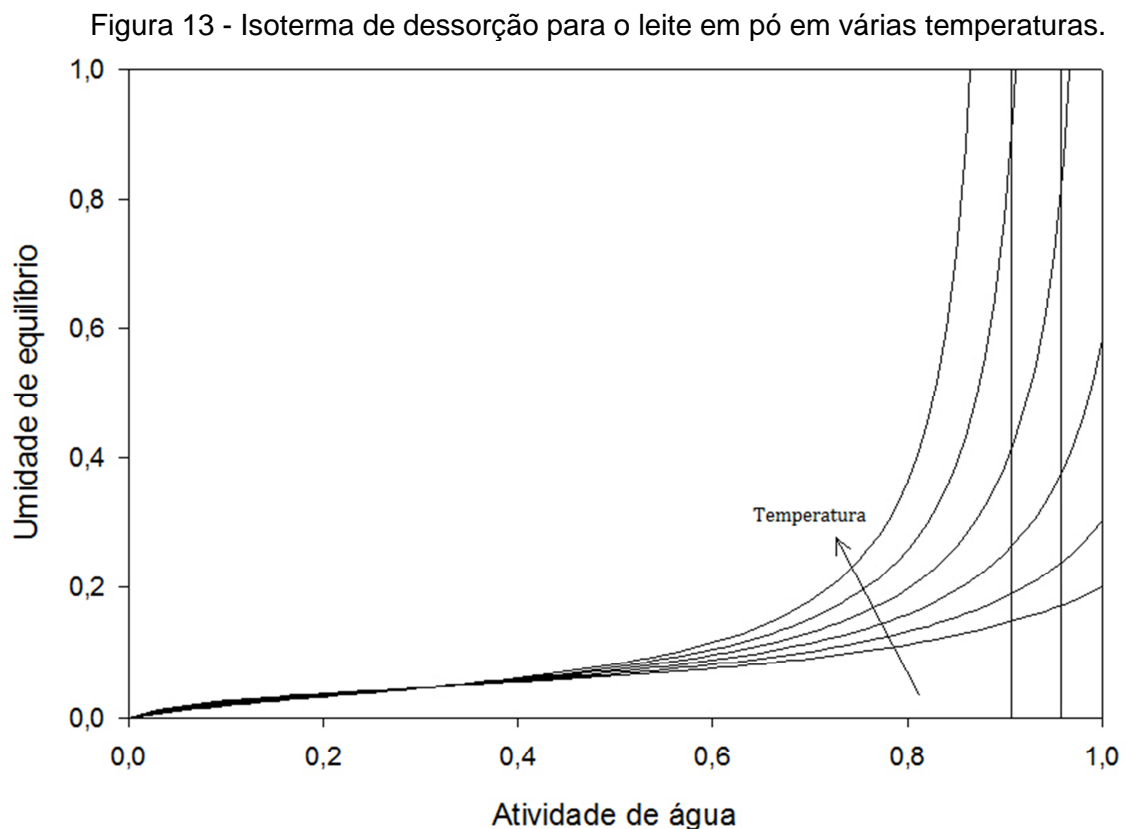
em que

$$C = 0,1925 \cdot \exp\left(\frac{1261,13}{T}\right) \quad (26)$$

$$K = 2,960 \cdot \exp\left(\frac{-386,70}{T}\right) \quad (27)$$

A equação foi definida por Lin, Chen e Pearse (2005) para valores de temperatura de 52,6 a 89,6°C. Entretanto, o secador vai operar a valores de temperatura mais altos, logo, o comportamento da isoterma é testado para diversos valores de temperatura.

Na Figura 13 é apresentado um gráfico em que a umidade de equilíbrio é plotada em função da atividade de água a diferentes temperaturas (20, 40, 60, 80, 100 e 120°C), considerando o modelo citado (LIN, CHEN e PEARSE, 2005).



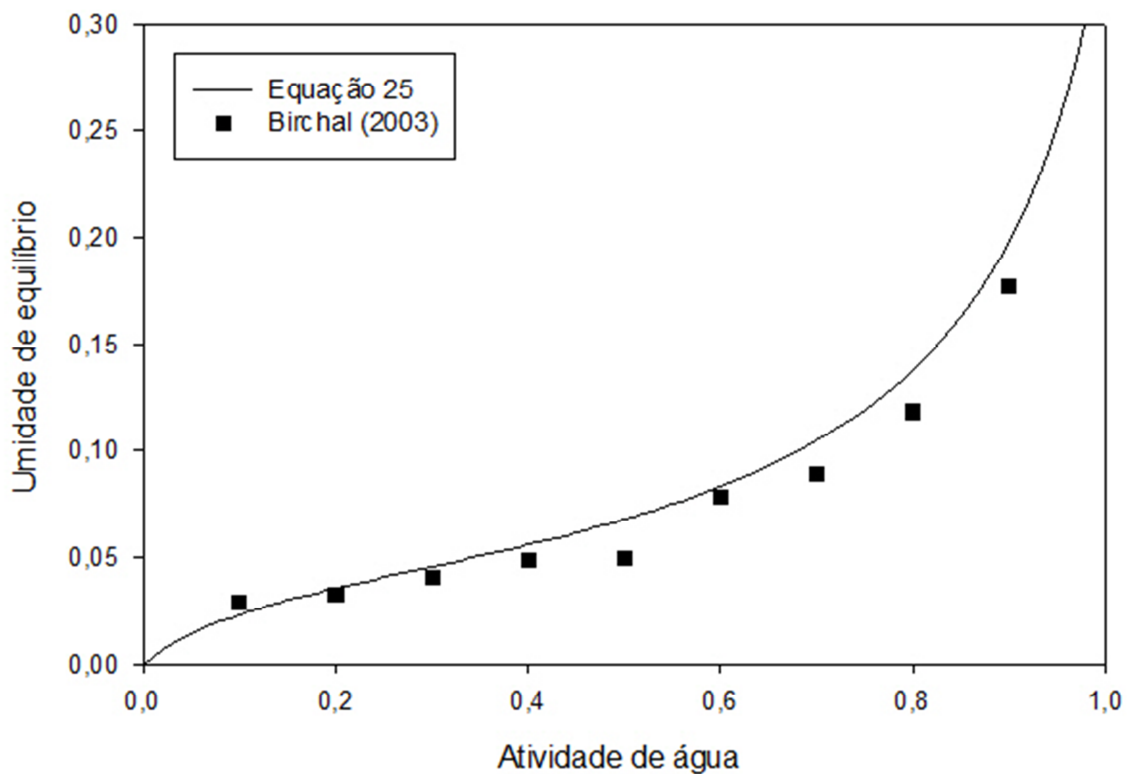
Fonte: Autor (2016).

Se a umidade relativa do ar (atividade de água) é menor que 45%, não há mudanças significativas nos valores da umidade de equilíbrio para as diversas temperaturas ao passo que para valores mais altos de atividade de água e temperatura, uma variação maior é notada. Quando se aumenta muito a umidade

relativa, a umidade de equilíbrio passa a ser negativa, portanto, a isoterma é confiável para valores de atividade de água menores que 80%. Porém, é importante ressaltar que em secadores industriais, a umidade relativa do ar na saída raramente ultrapassa 50%, o que justifica o uso da isoterma para se estimar a umidade do pó.

Para verificar se há desvio da equação de isoterma utilizada neste trabalho em relação a dados experimentais, dados obtidos por Birchall (2003) de umidade de equilíbrio para a temperatura de 45 °C foram utilizados para comparação. A Figura 14 mostra a comparação entre valores de umidade de equilíbrio obtidos pela equação e valores reportados pela autora. Observa-se que os valores encontrados pela equação se adequam satisfatoriamente aos dados experimentais.

Figura 14 - Comparação entre valores simulados e dados experimentais de umidade de equilíbrio de leite em pó a 45 °C.



Fonte: Autor (2016), Birchall (2003).

3.4 Mecanismos da cinética de secagem

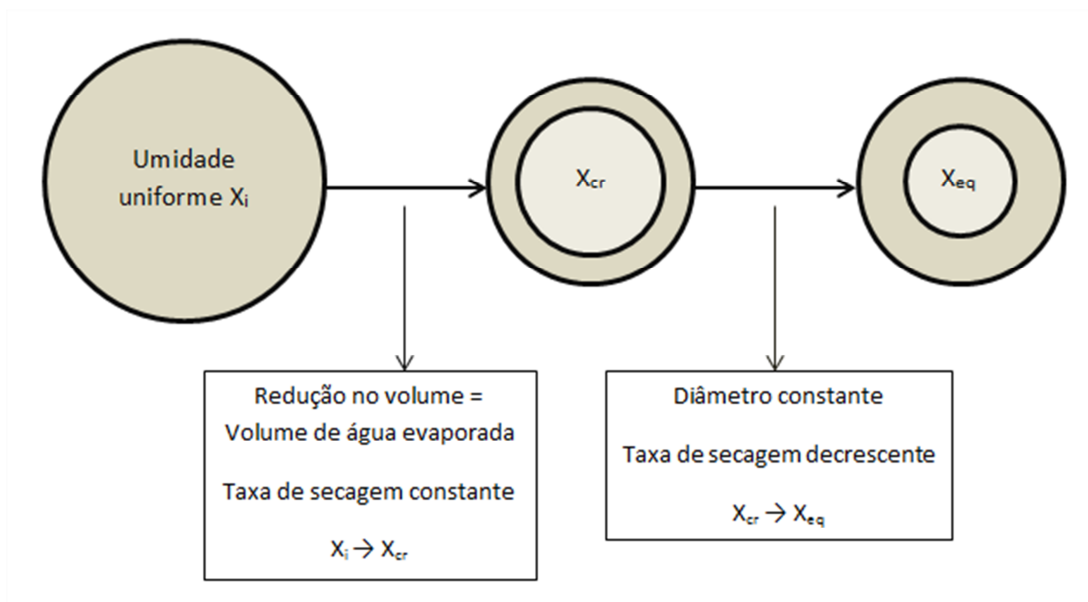
As partículas sólidas podem ter diferentes comportamentos quando expostas ao gás de secagem, algumas não alteram seu tamanho enquanto outras encolhem. Para o processo de secagem em *spray*, o modelo de núcleo em diminuição para uma partícula pode ser usado (CLEMENT *et al.*, 1991). O modelo considera que a

reação ocorre primeiramente na superfície da partícula e, então, a reação se estende para seu interior deixando sólido inerte para trás.

O processo de secagem é dividido em dois períodos, como descrito na Figura 15. No primeiro, calor é fornecido para a partícula e a umidade é removida a taxa constante. Devido a mecanismos de capilaridade e difusão, a umidade migra para a superfície a uma taxa suficiente que mantém a saturação. Neste período, a mudança de volume da partícula corresponde à quantidade de água evaporada, considerando que as partículas se mantêm em formato esférico.

Figura 15 - Processo de secagem de uma partícula.

(X_i = umidade inicial; X_{cr} = umidade crítica e X_{eq} = umidade de equilíbrio)



Fonte: Sivarajalingam (2009).

Quando a umidade crítica X_{cr} é alcançada dentro da gota, inicia-se a formação de uma crosta porosa. Isto fornece certa resistência à difusão de vapor de água e, conseqüentemente, a taxa de secagem se torna decrescente. Neste segundo período, o volume da partícula não se altera, entretanto, a espessura da crosta aumenta com a diminuição da umidade. Isso ocorre até que a partícula entre em equilíbrio de umidade com o ar de secagem.

A umidade crítica X_{cr} representa o ponto em que toda a água livre já foi retirada da partícula e então a água começa a ser retirada dentro dos poros pelo mecanismo de difusão. O valor de X_{cr} pode ser determinado a partir da curva de

secagem, observando o ponto em que ocorre mudança de inclinação, ponto no qual a mudança da taxa de secagem do material pode ser observada.

3.4.1 Taxa de transferência de massa

A taxa de transferência de massa por unidade de área superficial quando é fornecido calor para a partícula pode ser calculada por:

$$m_{transfer} = \frac{P \cdot M_{agua}}{R \frac{T_o + T_{si}}{2}} \cdot \frac{2D_{eff}}{D_p \left(f + \frac{2D_{eff}}{k_{massa} \cdot D_p} \right)} \cdot \ln \left(\frac{P - P_v}{P - P_{sat}(T_{si})} \right) \quad (28)$$

em que P é a pressão da câmara de secagem, D_p é o diâmetro da partícula, D_{eff} é o coeficiente difusivo efetivo de vapor através da crosta da partícula e k_{massa} é o coeficiente de transferência de massa. Além disso, o fator f caracteriza a resistência à difusão de vapor através da crosta porosa, que só tem influência no segundo período de secagem e pode ser calculado da seguinte maneira:

$$f = 0 \quad (29)$$

se $X_{particula} > X_{cr}$ (1º período)

$$f = \left(\frac{X_{particula} - X_{eq}}{X_{cr} - X_{eq}} \right)^{-1/3} - 1 \quad (30)$$

se $X_{particula} \leq X_{cr}$ (2º período)

em que $X_{particula}$ é a umidade média da partícula, X_{eq} é a umidade de equilíbrio e X_{cr} é a umidade crítica. O diâmetro da partícula também é calculado de forma diferente para os dois períodos de secagem:

$$D_p = \left(D_{p\ inicial}^3 - \frac{6 \cdot M_s (X_i - X_{particula})}{\pi \cdot \rho_{agua}} \right)^{1/3} \quad (31)$$

se $X_{particula} > X_{cr}$ (1º período)

$$D_p = \left(D_{p \text{ inicial}}^3 - \frac{6 \cdot M_s (X_i - X_{cr})}{\pi \cdot \rho_{\text{agua}}} \right)^{1/3}$$

se $X_{\text{particula}} \leq X_{cr}$ (2º período)

(32)

onde $D_{p \text{ inicial}}$ é o diâmetro inicial da partícula, que é dependente do tipo de atomizador utilizado, condições de operação e propriedades do material. M_s representa a massa de sólidos secos contidos na gota e ρ_{agua} , a densidade da água. Finalmente, a taxa de massa transferida da superfície da gota para a corrente gasosa é dada por:

$$\frac{dX_{\text{particula}}}{dt} = - \frac{\pi \cdot D_p^2 \cdot \dot{m}_{\text{transfer}}}{M_s}$$
(33)

sendo que M_s é calculado por:

$$M_s = \frac{\rho_{\text{susp}}}{(1 + X_i)} \frac{\pi D_{p \text{ inicial}}^3}{6}$$
(34)

em que ρ_{susp} é a densidade da suspensão na entrada da alimentação. As densidades da água ρ_{agua} e da suspensão ρ_{susp} são calculadas em função da temperatura, conforme descrito no Apêndice A.

O parâmetro de grande interesse é a umidade média dos sólidos sendo que a Equação 33 é válida para apenas uma partícula no interior do secador. O secador possui partículas expostas ao ar de secagem com diferentes tempos de residência, portanto, existem partículas com diferentes umidades no mesmo instante de tempo. Para uma melhor estimativa, é preciso usar uma função de distribuição que englobe os diferentes tempos de residências da população de partículas.

Após um tempo t depois do *start-up* (início do processo), uma parcela da população de partículas vem diretamente da alimentação enquanto outra parcela vem de partículas que entraram em instantes anteriores e já estão parcialmente secas (VISWANATHAN, 1986). A distribuição da umidade depende do tipo de

escoamento ocorrido no interior da câmara de secagem. Para misturas perfeitas, a função de distribuição é (BIRCHAL, 2003):

$$E(t) = \frac{1}{\tau} e^{-\frac{t}{\tau}} \quad (35)$$

Em que τ é o tempo médio de residência dos sólidos no interior da câmara e pode ser calculado com base na massa da partícula M_s e a vazão de alimentação F :

$$\tau = \frac{M_s}{F} \quad (36)$$

Considerando os diferentes tempos de residência das partículas, pode-se estimar a umidade média do pó considerando o somatório do percentual da população que possui determinada umidade em um instante de tempo, ou seja:

$$\overline{X_o} = \int_0^{\infty} X_{particula} \times E(\tau) d\tau \quad (37)$$

O limite superior da integral da Equação 37 pode ser substituído por um valor finito superior a três vezes o tempo médio de residência, sendo que o seu cálculo só é válido após o *start-up*, pois é preciso que o sistema atinja regime permanente para que todos os compartimentos temporais de partículas sejam preenchidos (BIRCHAL, 2003; VISWANATHAN, 1986).

3.4.2 Coeficiente de transferência de massa

O coeficiente de transferência de massa é estimado a partir do número adimensional de Sherwood (Sh), que por sua vez, depende dos números de Reynolds (Re) e Schmidt (Sc). O número de Sherwood pode ser calculado por:

$$Sh = \frac{k_{massa} \cdot D_p}{D_{ar}} \quad (38)$$

em que k_{massa} é o coeficiente de transferência de massa a ser determinado e D_{ar} é o coeficiente de difusão de vapor de água. A correlação de Sherwood para uma partícula esférica em uma corrente gasosa é dada por:

$$Sh = 2 + 0,60 \cdot Re^{1/2} \cdot Sc^{1/3} \quad (39)$$

em que

$$Re = \frac{\rho_{ar} \cdot V \cdot D_p}{\mu_{ar}} \quad (40)$$

$$Sc = \frac{\mu_{ar}}{\rho_{ar} \cdot D_{ar}} \quad (41)$$

sendo ρ_{ar} e μ_{ar} , a densidade e viscosidade do ar, respectivamente. V é a velocidade relativa entre ar e partícula. Já que o tamanho das partículas é pequeno, esta velocidade é considerada aproximadamente zero, logo, o número de Reynolds também é próximo de zero. Neste caso, pode-se usar a aproximação:

$$k_{massa} \cong 2 \frac{D_{ar}}{D_p} \quad (42)$$

4 RETROFITTING E AUTOMAÇÃO DO SECADOR SPRAY

Um dos objetivos deste trabalho é aplicar *retrofitting* a um secador *spray* que será utilizado para secagem de leite. O *retrofitting* é uma técnica que traz a vantagem de automação de um processo pré-existente, melhorando o desempenho da máquina e mantendo suas partes essenciais. Isto traz modernização sem a necessidade de substituição total, tendo como grandes benefícios a economia e aumento da produtividade, evitando desperdícios.

4.1 Montagem física do sistema de secagem

A montagem física do sistema de secagem em *spray* iniciou-se pelo estudo dos equipamentos e instrumentos necessários ao funcionamento do mesmo, assim como pela revisão dos itens já presentes no Laboratório de Processos Industriais, do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Minas Gerais. Os dados técnicos dos equipamentos utilizados são apresentados no Apêndice B e o secador *spray* é mostrado na Figura 16.

Figura 16 - Secador *spray* presente no Laboratório de Processos Industriais.



Fonte: Autor (2016).

O sistema é composto por um soprador de ar do tipo turbina, resistências dentro de um tubo com isolamento para o aquecimento do ar, bomba diafragma para bombeamento da emulsão para a câmara de secagem e atomizador do tipo bico de pressão. Antes de ser bombeada, a emulsão é retida em um recipiente que possui controle de temperatura e um agitador para que as propriedades sejam mantidas uniformes durante a atomização.

Apesar de operante, ainda são necessários ajustes na planta e adaptação de alguns componentes para que o sistema de controle seja integrado a um único controlador, pois no momento são usados dois módulos de controle, um para o controle da temperatura do ar de entrada e outro para a temperatura da emulsão.

Observou-se uma perda de calor no tubo que liga o aquecedor à câmara de secagem, o que gera uma diferença entre as temperaturas do ar no aquecedor e na entrada da câmara que pode chegar 30 °C. Propõe-se a instalação de um material isolante no tubo com o intuito de reduzir essas perdas.

No caso da emulsão, também ocorre queda de temperatura entre o recipiente e a câmara, dado que, com a baixa vazão de alimentação, o fluido fica dentro da mangueira por um tempo suficiente para que a redução da temperatura chegue a 10°C. Para reduzir essa diferença, reduz-se ao máximo o comprimento da mangueira e pode-se utilizar papel alumínio para isolá-la.

4.2 Sistemas de controle e supervisão

Para que os sistemas de controle e supervisão possam funcionar da melhor maneira possível, é necessária uma análise do processo de secagem em *spray*, a fim de avaliar as variáveis mais adequadas para monitoramento e controle.

Um computador foi utilizado para comunicar as unidades de controle e de supervisão. Há vantagem em se substituir diversos módulos de controle em um controlador único integrado. Neste trabalho foi utilizado o modelo de PLC P7C-6S da HI Tecnologia, mostrado na Figura 17. O software utilizado para programação do controlador é o SPDSW (versão 3.1.16), disponibilizado pela empresa.

Figura 17 - PLC da família P7C da HI Tecnologia.



Fonte: HI Tecnologia (2015).

Sistemas de supervisão SCADA (SCADA – *Supervisory Control and Data Acquisition*) são uma categoria de *softwares* para controle e monitoramento de processos, que reúnem dados em tempo real de locais remotos com o intuito de controlar equipamentos e processos. O computador e/ou o controlador processam os dados e os apresentam para o usuário por meio de elementos visuais, como *displays*, tabelas, relatórios, gráficos e animações. As informações apresentadas podem ser gravadas em um histórico no banco de dados para posterior consulta.

O sistema de supervisão utilizado é o Hlscada Pro (versão 1.3.19), também fornecido pela HI Tecnologia, que é um pacote de software que disponibiliza um ambiente completo para desenvolvimento, teste e geração de aplicações de supervisão e controle de plantas. Hlscada Pro possui o banco de dados SQLite integrado ao sistema. A comunicação entre controlador e sistema de supervisão utiliza protocolo OPC (*Open Platform Communications*).

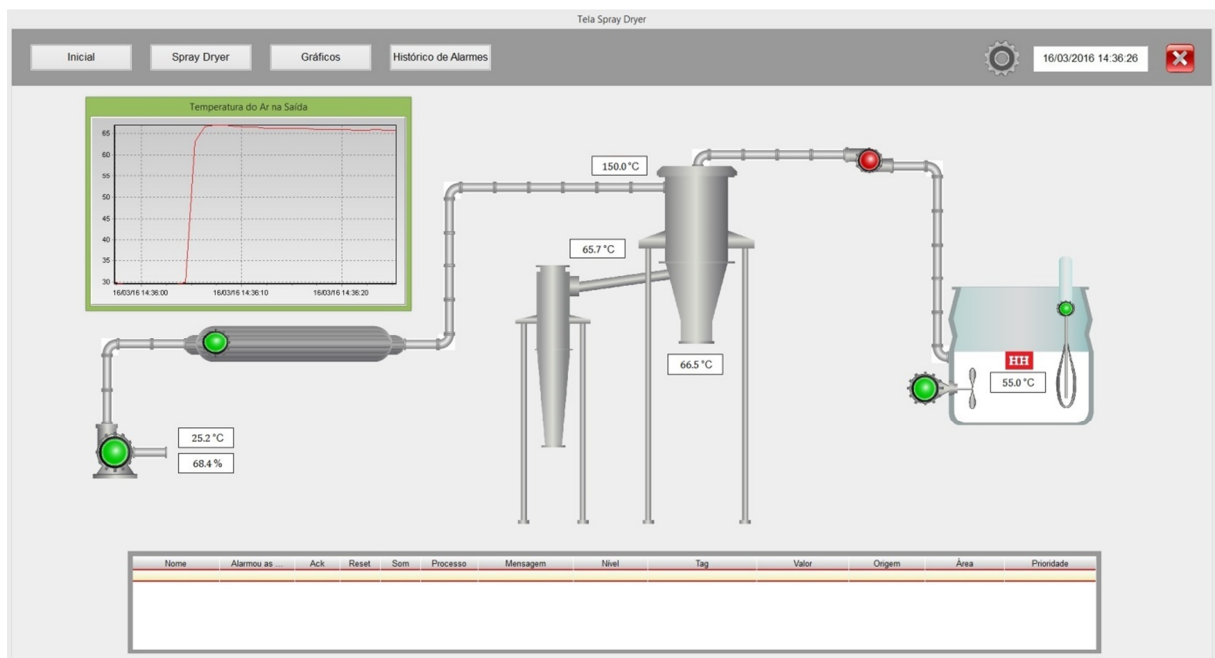
Os alarmes do sistema são relativos, dado que o secador pode ser utilizado para secar diferentes materiais e, portanto, operar a diferentes temperaturas. Assim, os valores nominais das temperaturas de operação do secador são informados no ambiente de supervisão pelo usuário, para que os valores dos alarmes possam ser calculados de acordo com os valores percentuais apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 - Variações percentuais para cálculo dos valores de alarmes

Alarme	Variação percentual
HH - Muito alto	+10 %
H - Alto	+5 %
L - Baixo	-5 %
LL - Muito baixo	-10 %

Fonte: Autor (2016).

A Figura 18 apresenta uma tela sinótica do sistema de supervisão implementado. Nela pode-se observar o comportamento do processo, sendo possível visualizar em *displays* o valor atual das variáveis. Clicando no *display* que representa o valor de uma temperatura, é possível ver o gráfico da respectiva temperatura. Apesar de haver uma aba no sistema só para visualização dos gráficos, essa funcionalidade possibilita uma rápida análise do comportamento da variável ao longo do tempo.

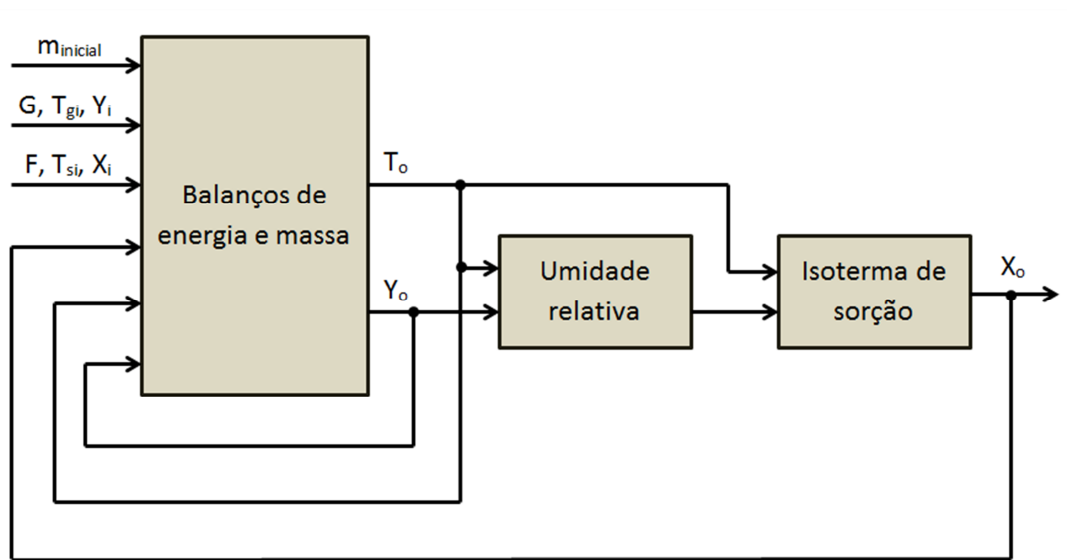
Figura 18 - Tela do sistema de supervisão do secador *spray*.

Fonte: Autor (2016).

5 METODOLOGIA DE SIMULAÇÃO E ENSAIO EXPERIMENTAL

As equações apresentadas no capítulo 3 foram usadas para simular a secagem de leite integral. Dois modelos (modelo dinâmico do secador e modelo cinético das partículas) foram implementados e simulados usando a plataforma virtual Matlab (versão R2014a), permitindo, então, o estudo do processo de secagem em *spray*. A Figura 19 apresenta o diagrama do modelo dinâmico do secador simulado em Matlab/Simulink.

Figura 19 - Diagrama do modelo dinâmico implementado em Matlab.



Fonte: Autor (2016).

Algumas considerações da simulação são que o leite é pré-concentrado a uma determinada porcentagem de sólidos e há controle de sua temperatura. Logo, X_i e T_{si} são constantes. Além disso, umidade do ar de secagem Y_i depende do dia em que os testes são realizados, portanto, essa variável é considerada constante porque não é uma variável controlável. Pode-se manipular então, a vazão de ar seco G , a vazão de alimentação F , assim como a temperatura do ar de entrada T_{gi} .

Em primeiro momento, foi analisado o comportamento da secagem em estado estacionário, podendo-se avaliar a influência das variáveis de entrada do secador nas variáveis de saída do mesmo, sendo que apenas uma variável é manipulada por vez, enquanto as outras são mantidas constantes. Variações positivas e negativas foram analisadas e quantificadas percentualmente.

A seguir, com as mesmas considerações, a resposta dinâmica do modelo simulado foi estudada. O comportamento da temperatura de saída foi analisado para diferentes degraus de temperatura em sua entrada. As características da resposta foram avaliadas e uma função de transferência aproximada foi encontrada.

Para se verificar a dinâmica do sistema real e verificar o modelo fenomenológico, um degrau de temperatura foi aplicado à câmara de secagem. Para obter a curva de resposta do sistema, o degrau utilizado foi de 170 a 180°C, analisando a resposta do sistema próximo ao seu ponto de operação.

A emulsão de leite usada durante o teste de modelagem empírica do secador *spray* foi obtida pela reconstituição de 1124,2 g de leite em pó integral (Camponesa – lote 1547-07) em 2616,4 g de água filtrada, obtendo um teor de sólidos de 30%. Essa foi aquecida e mantida constante a uma temperatura de aproximadamente 60°C, sendo bombeada à câmara a uma vazão constante.

A partir da curva de resposta, considerando o comportamento do sistema como de primeira ordem com atraso de tempo, os parâmetros K_p , θ e τ são determinados para encontrar uma função de transferência aproximada. Com isso, é possível usar diferentes sintonias de controle para estudar o comportamento do sistema, buscando um melhor desempenho da secagem em *spray*.

O desempenho do sistema em malha fechada utilizando controladores PID é analisado para diferentes métodos de sintonias baseados em modelos FOPDT. O sinal máximo de controle também é observado, dado que a temperatura máxima que o aquecedor de ar pode operar é 250 °C.

Na simulação do modelo cinético das partículas, uma variável importante é a umidade crítica e esta só pode ser determinada empiricamente. Portanto, as curvas de cinética de secagem foram levantadas a três temperaturas para determinação deste valor de umidade. As amostras foram secas em estufa por método intermitente.

Para obter uma estimativa da umidade do pó de saída do secador, a umidade média é estimada considerando toda a população de partículas presentes na câmara de secagem a partir de uma função de distribuição.

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Após a simulação e coleta de dados, os resultados obtidos foram tratados e analisados. As interpretações e inferências levantadas a partir da análise dos dados são apresentadas e discutidas.

6.1 Simulação do modelo do secador em regime estacionário

Em regime estacionário, aplicando-se variações positivas nas variáveis de entrada, as variações da saída foram observadas. Os sinais das variações das saídas foram obtidos como mostra a Tabela 5 e estão de acordo com dados reportados em literatura (TAN, IBRAHIM e TAIP, 2010; SIVARAJALINGAM, 2009).

Tabela 5 - Variações de entrada e saída dos parâmetros do secador *spray*.

	$\Delta F = +10\%$	$\Delta G = +10\%$	$\Delta T_{gi} = +10\%$
ΔX_o	+ 9,0%	- 7,9%	- 17,8%
ΔY_o	+ 7,1%	- 6,5%	+ 0,1%
ΔT_o	- 0,8%	+ 0,7%	+ 9,4%
$\Delta \psi_o$	+ 8,3%	- 7,4%	- 12,2%

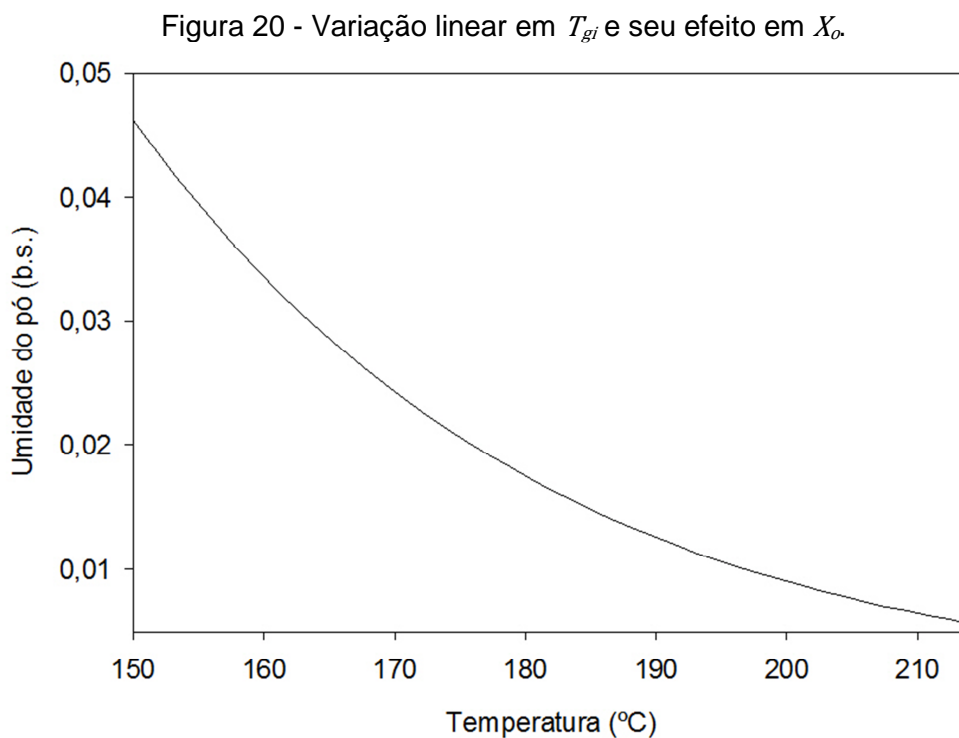
Fonte: Autor (2016).

Interpreta-se o comportamento das variáveis de saída apresentado na Tabela 5 para variações de alimentação (ΔF) como: há uma diminuição no tempo de residência no secador com o aumento da vazão, reduzindo a transferência de calor e massa e, em consequência, T_o . A evaporação de água e a transferência de vapor para o ar é menor devido à redução do tempo de secagem, aumentando-se, então, X_o , Y_o e ψ_o .

Sabe-se que um ganho na vazão do ar de secagem (ΔG) implica em um favorecimento aos processos de transferência de massa e calor entre as fases, com diminuição em X_o e em Y_o em relação à vazão menor (a umidade retirada é distribuída em uma maior quantidade de massa de gás) e um aumento em T_o , também em relação a uma vazão menor, devido a um maior conteúdo energético total. Uma variação positiva na temperatura do ar de entrada do secador tem comportamento semelhante com $\Delta G > 0$, com exceção de Y_o que aumenta, dado que

neste caso a umidade retirada (que é maior) é distribuída em uma mesma quantidade de ar.

Em específico, foi observada a influência da variável manipulada na saída. A partir do modelo e do gráfico mostrado na Figura 20, pode-se perceber que uma variação positiva linear na temperatura do ar de entrada gera uma variação negativa não linear na umidade do pó.



Fonte: Autor (2016).

Não é recomendado um aumento acentuado na temperatura do ar de entrada com o intuito de diminuir a umidade do produto, já que isso implicaria em um maior custo energético para obtenção de um ganho resultante não linearmente proporcional. Isso acarretaria em uma diminuição na eficiência energética do processo, além de provocar degradação do produto. Então, uma boa alternativa para que se atinjam as especificações de qualidade desejadas seria ajustar as outras variáveis do processo, modificando as taxas de transferência de calor e massa até que se encontre um ponto ótimo de operação.

O estudo em regime estacionário é útil, portanto, para que se tenha um rápido estudo das especificações do produto final, podendo-se estimar os parâmetros operacionais para que o secador atenda às especificações requeridas. Entretanto,

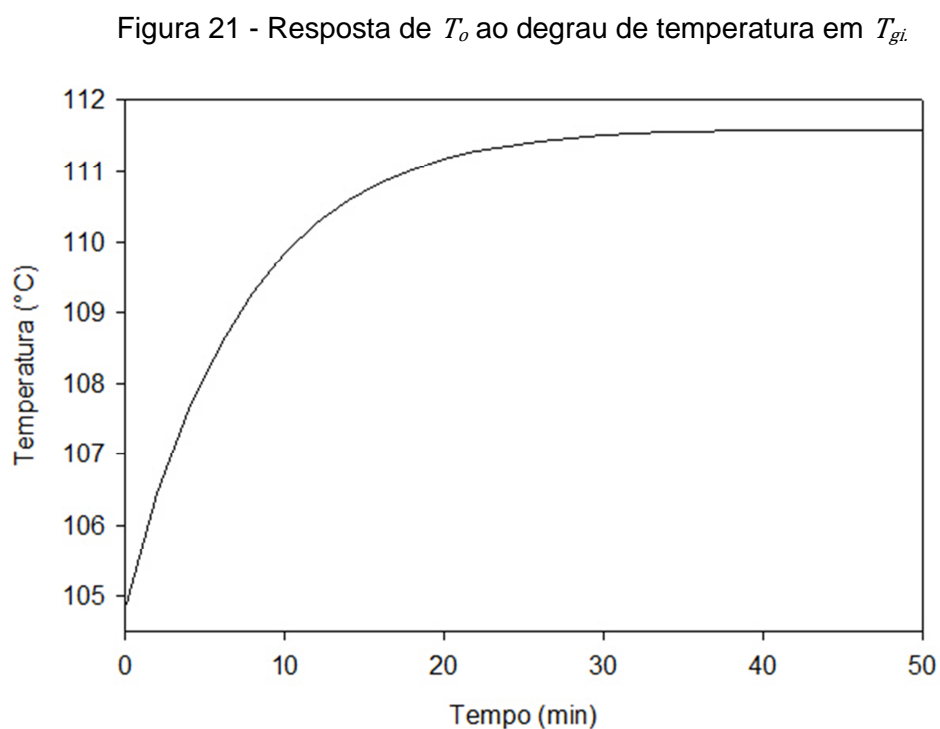
para um melhor estudo do processo de secagem e das estratégias de controle a serem aplicadas ao secador, o modelo dinâmico se mostra mais adequado.

6.2 Resposta dinâmica do secador *spray*

O funcionamento do secador *spray* pode ser estudado observando a resposta dinâmica do mesmo. Esta mostra o comportamento do sistema e, com isso, é possível verificar se suas características estão de acordo com o comportamento desejado.

6.2.1 Função de transferência do modelo fenomenológico do secador *spray*

Para verificar a resposta dinâmica do sistema, foi aplicado um degrau na temperatura do ar de entrada T_{gi} de 170 a 180 °C, observando o comportamento da temperatura de saída T_o . O objetivo em se observar a relação dessas variáveis é que elas serão utilizadas no controle do secador *spray* sendo que T_o é a variável controlada e T_{gi} é a variável manipulada. A resposta ao degrau aplicado é mostrada na Figura 21.



Fonte: Autor (2016).

Observa-se que, em malha aberta, existe erro em regime permanente. Esse erro representa a perda de energia da fase gasosa para as partículas. Esse erro pode ser reduzido ou anulado fechando a malha de controle e acrescentando um controlador. Fazendo isso, o sistema também ficará menos sensível a distúrbios e perturbações, além de se ter um aumento na velocidade de resposta do mesmo.

Além disso, sabe-se que o sistema físico é não linear, entretanto, é possível considerá-lo linear para fins de controle na faixa de temperatura trabalhada, pois o sistema não sofre mudanças significativas no tempo de acomodação t_s e na constante de tempo τ , quando aplicado degraus de amplitudes diferentes. Observa-se que a resposta apresenta comportamento de primeira ordem, podendo-se usar então uma função de transferência da forma:

$$G_p(s) = \frac{T_o(s)}{T_{gi}(s)} = \frac{K_p}{\tau \cdot s + 1} \quad (43)$$

em que $G_p(s)$ é a função de transferência do sistema, $T_o(s)$ e $T_{gi}(s)$ são as transformadas de Laplace de $T_o(t)$ e $T_{gi}(t)$ respectivamente, K corresponde ao ganho do sistema e τ é a constante de tempo. K é calculado em regime permanente pela variação da saída dividida pela variação da entrada, ou seja:

$$K_p = \frac{\Delta T_o}{\Delta T_{gi}} = \frac{111,7 - 104,8}{180 - 170} = 0,69 \quad (44)$$

e τ é o tempo que o sistema leva para alcançar 63,2% do estímulo oferecido em sua entrada. Portanto, uma função de transferência aproximada do secador *spray* é dada por:

$$G_p(s) = \frac{0,69}{7,78 \cdot s + 1} \quad (45)$$

A função de transferência encontrada a partir da simulação do modelo fenomenológico não possui atraso puro no tempo dado que uma consideração do modelo é que o secador é considerado um CSTR e, portanto, não considera-se gradiente de temperatura ao longo do forno, desconsiderando o tempo de

propagação do calor ao longo da câmara. Por isso, a comparação com o modelo empírico foi feita pelos valores do ganho e constante de tempo do processo.

6.2.2 Função de transferência do modelo empírico secador spray

Para encontrar um modelo empírico do secador *spray* e com isso, verificar a concordância dos dados com o modelo fenomenológico, a resposta ao degrau de 170 a 180°C na temperatura do ar de entrada foi analisada. As outras variáveis são mantidas constantes e a temperatura do ar de saída é observada. A Tabela 6 mostra os valores das variáveis utilizados no ensaio, sendo que F e G estão em base seca e são calculados conforme descrito no apêndice C.

Tabela 6 - Valores das variáveis utilizadas no ensaio de secagem.

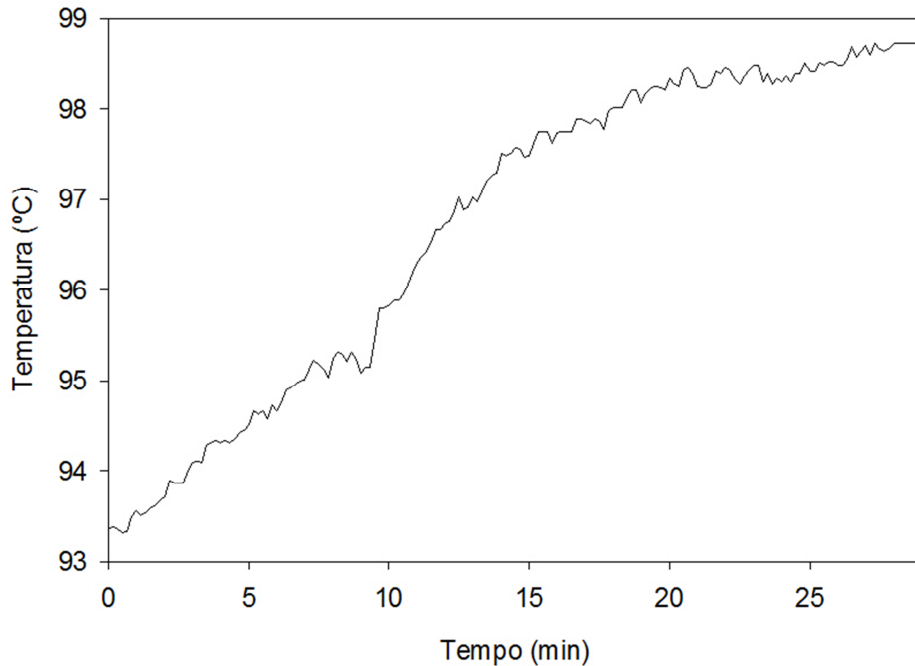
Variável	Valor
T_{amb} (°C)	25,2
ψ (%)	72
F (kg/s)	0,00025
G (kg/s)	0,0632
T_{si} (°C)	60
X_i	2,33
Y_i	0,5430

Fonte: Autor (2016).

Observou-se, durante o experimento, que o atomizador não estava formando um jato uniforme. Esse problema pode estar relacionado à pressão de operação da bomba utilizada, sendo que quanto maior a pressão, maior o ângulo do *spray* formado pelo atomizador. Por causa disso, a emulsão que estava sendo bombeada gerou um jato irregular e, portanto, perdeu pouca umidade. A umidade do produto na saída do secador foi de $X = 1,85$ (b.s.) sendo que a emulsão injetada na câmara possuía $X = 2,33$ (b.s.).

Mesmo considerando que este problema na secagem não permita a verificação do modelo com relação à umidade do produto, o teste foi realizado para analisar o comportamento das temperaturas do secador. A curva de resposta da temperatura do gás de saída T_o ao degrau aplicado em T_{gi} é mostrada na Figura 22, sendo que o período de amostragem do teste foi 10 segundos.

Figura 22 - Curva de resposta da temperatura do ar de saída $T_o = T_{go}$.



Fonte: Autor (2016).

Observa-se que o sistema, apesar de ser complexo e não linear, parece se comportar como um modelo de primeira ordem com atraso de tempo. Para encontrar a função de transferência representativa do sistema, primeiramente é preciso estimar o ganho do processo:

$$K_p = \frac{\Delta T_o}{\Delta T_{gi}} = \frac{98,86 - 93,30}{180 - 170} = 0,56 \quad (46)$$

A seguir, os outros parâmetros do modelo são calculados com base no método dos dois pontos. Os instantes de tempo correspondentes às variações percentuais propostas estão mostrados na Tabela 7.

Tabela 7 - Tempos correspondentes aos percentuais tabelados.

Método	x_1 (%)	x_2 (%)	t_1 (min)	t_2 (min)
Smith (1972)	28,3	63,2	6,32	12,23
Ho <i>et al.</i> (1995)	35,0	85,0	7,98	17,93
Chen e Yang (2000)	33,0	67,0	7,15	13,07
Viteckova <i>et al.</i> (2000)	33,0	70,0	7,15	13,48
Alfaro (2011)	25,0	75,0	5,50	13,97

Fonte: Autor (2016).

A partir destes dados, τ e θ podem ser calculados, assim como a relação entre esses dois parâmetros. É importante observar a relação θ/τ , pois cada técnica de sintonia PID proposto indica para qual faixa de valores dessa razão o método é aplicável. Os valores de τ , θ e o RMSE de cada método de estimação de parâmetros foram calculados e os valores obtidos são apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 - Parâmetros encontrados a partir da identificação.

Método	τ (min)	θ (min)	θ/τ	RMSE
Smith (1972)	8,86	3,37	0,38	0,3106
Ho <i>et al.</i> (1995)	6,79	5,06	0,75	0,4012
Chen e Yang (2000)	8,36	3,80	0,46	0,3218
Viteckova <i>et al.</i> (2000)	7,88	4,00	0,51	0,3342
Alfaro (2011)	7,71	3,28	0,43	0,3768

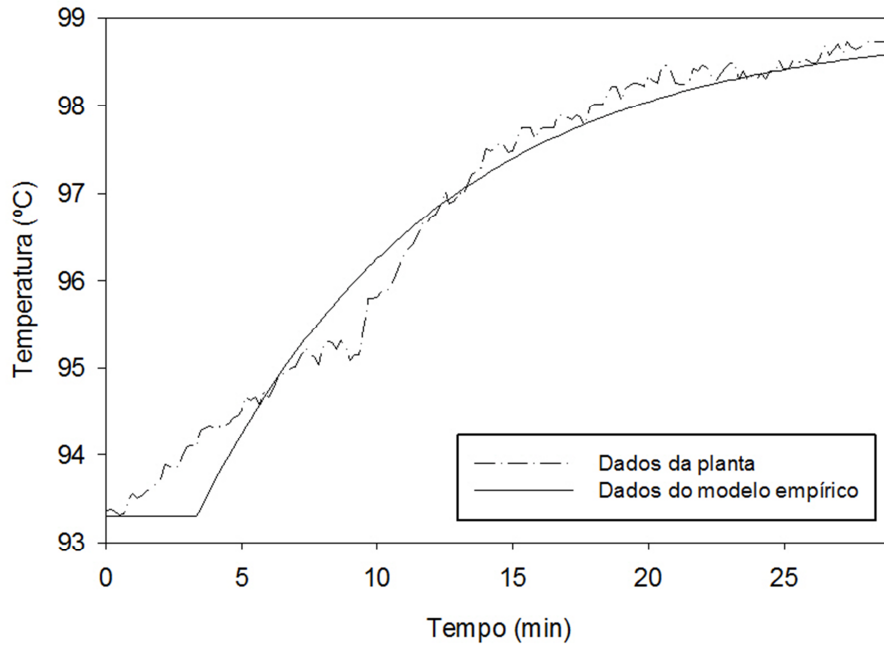
Fonte: Autor (2016).

O método proposto por Smith (1972) possui menor RMSE, o que indica que dentre os métodos utilizados, a função de transferência que mais se aproxima do sistema real é:

$$G_p(s) = \frac{0,56 \cdot e^{-3,37 \cdot s}}{8,86 \cdot s + 1} \quad (47)$$

A Figura 23 mostra a comparação entre a resposta real do sistema e a resposta aproximada pelo modelo FOPDT dado pela Equação 47.

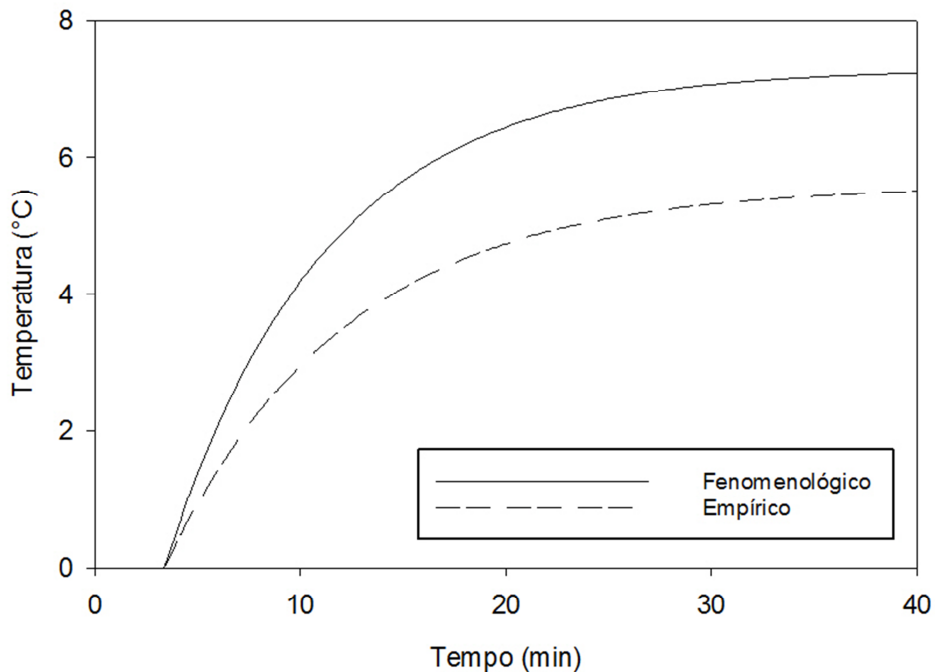
Figura 23 - Comparação entre a resposta real e aproximada.



Fonte: Autor (2016).

A Figura 24 mostra as respostas aproximadas pelos modelos FOPDT dado pelas Equações 45 (sem atraso) e 47 (com atraso), sendo que o atraso da equação com atraso foi adicionado na Equação 45 para fins de comparação.

Figura 24 - Comparação entre as duas funções de transferência encontradas.



Fonte: Autor (2016).

É observado que o modelo fenomenológico apresenta maior temperatura de saída dado que desconsidera perdas para as paredes da câmara. Possui menor constante de tempo pelo mesmo motivo, dado que quando há troca de calor para a câmara, o sistema fica ligeiramente mais lento e demora mais a estabilizar.

6.3 Sintonia dos parâmetros de controladores PI e PID

A partir do modelo FOPDT obtido, pode-se estudar estratégias de sintonia PID para encontrar aquela que gera uma melhor resposta do sistema. Usando os parâmetros K_p , τ e θ estimados (Equação 47), é possível encontrar os ganhos K_c , T_i e T_d do controlador. Observa-se que os métodos podem ser utilizados dado que a relação

θ/τ é 0,38, valor que está dentro das restrições exigidas. Para o método de sintonia de Smith e Corripio (1985), utilizou-se $\tau_c = \theta$, conforme sugerido por Tan, Taip e Aziz (2009). Para o método de Rivera, Morari e Skogestad (1986), λ foi escolhido como o menor valor que atendesse às restrições, no caso, $\lambda = 1,7 \cdot \theta$ para o controlador PI e $\lambda = 0,8 \cdot \theta$ para o PID. Os valores encontrados dos parâmetros do controlador são mostrados na Tabela 9.

Tabela 9 - Valores encontrados dos parâmetros a partir de sintonias PID.

Método	PI	PID
Ziegler e Nichols (1942)	$K_c = 4,225$ $T_i = 11,222$	$K_c = 5,634$ $T_i = 6,740$ $T_d = 1,685$
Chien, Hrones e Reswick (1952)	$K_c = 1,643$ $T_i = 10,366$	$K_c = 2,812$ $T_i = 8,860$ $T_d = 1,685$
Cohen e Coon (1953)	$K_c = 4,374$ $T_i = 6,319$	$K_c = 6,706$ $T_i = 7,201$ $T_d = 1,146$
Smith e Corripio (1985)	$K_c = 2,347$ $T_i = 8,860$	$K_c = 3,725$ $T_i = 10,545$ $T_d = 1,416$
Rivera, Morari e Skogestad (1986)	$K_c = 3,287$ $T_i = 10,545$	$K_c = 4,298$ $T_i = 10,545$ $T_d = 1,416$
Sree, Srinivas e Chidambaram (2004)	$K_c = 4,109$ $T_i = 13,586$	$K_c = 5,588$ $T_i = 10,545$ $T_d = 1,506$

Fonte: Autor (2016).

Para analisar a resposta, as sintonias foram simuladas (degrau no *setpoint*) juntamente com o modelo empírico para observar seu comportamento em malha fechada. É desejável que o *overshoot* seja mínimo ou nulo, o sistema possa atingir de forma rápida o *setpoint* e, além disso, a operação seja estável mesmo para alterações significativas nas variáveis do processo. A Tabela 10 mostra características de desempenho em malha fechada utilizando controladores PI.

Tabela 10 - Características de desempenho usando controlador PI.

Método	Sinal máximo de controle (°C)	Overshoot (%)	t_s (min)	$IAE \times 10^{-3}$
Ziegler e Nichols (1942)	550	29,4	35,5	3,67
Chien, Hrones e Reswick (1952)	217	0,0	40,8	3,40
Cohen e Coon (1953)	670	61,5	48,2	3,79
Smith e Corripio (1985)	328	4,4	20,6	3,37
Rivera, Morari e Skogestad (1986)	433	13,4	25,9	3,38
Sree, Srinivas e Chidambaram (2004)	512	20,7	37,4	3,67

Fonte: Autor (2016).

Conforme pode ser observado na Tabela 10, há sintonias que geram rápidas respostas e valores baixos de *overshoot*, entretanto, algo que essas sintonias de literatura não levam em conta é que, na prática, é preciso observar as restrições do sistema físico. No caso, o aquecedor possui um valor máximo de 250 °C e isso restringe o sinal máximo de controle a esse valor. A única sintonia PI que atende a este requisito é o método proposto por Chien, Hrones e Reswick (1952). Para controladores PID, as características de desempenho em malha fechada são mostradas na Tabela 11.

Tabela 11 - Características de desempenho usando controlador PID sem filtro derivativo.

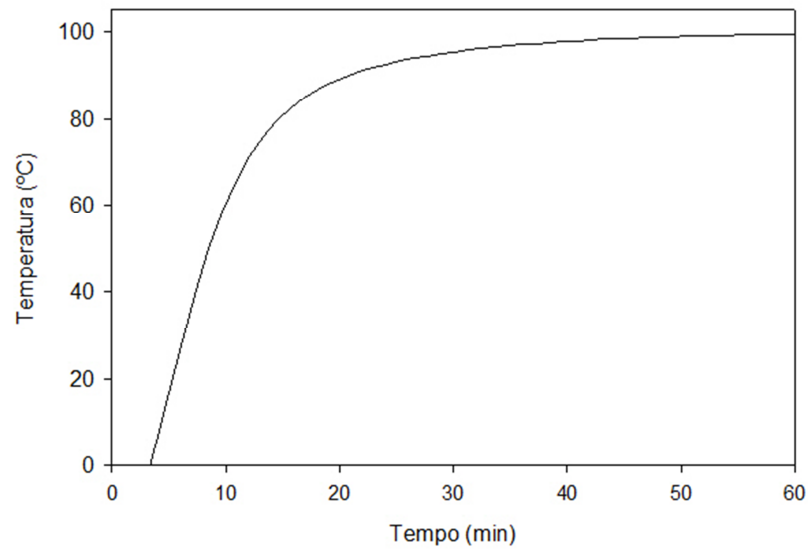
Método	Sinal máximo de controle (°C)	Overshoot (%)	t_s (min)	$IAE \times 10^{-3}$
Ziegler e Nichols (1942)	1038	87,2	91,1	4,33
Chien, Hrones e Reswick (1952)	518	1,7	18,7	3,19
Cohen e Coon (1953)	1056	101,3	195,9	6,29
Smith e Corripio (1985)	636	18,0	22,7	3,21
Rivera, Morari e Skogestad (1986)	734	32,0	29,3	3,11
Sree, Srinivas e Chidambaram (2004)	980	67,2	67,2	3,76

Fonte: Autor (2016).

Observa-se que a adição da ação de controle derivativa não foi benéfica ao sistema, pois acarretou em um desempenho não desejável, gerando um aumento significativo do sinal máximo de controle, *overshoot* e IAE. O método de sintonia PID de Chien, Hrones e Reswick (1952) também apresentou respostas aceitáveis a princípio, assim como o PI, entretanto, o sinal de controle não atende às especificações.

Portanto, o controlador PI sintonizado por Chien, Hrones e Reswick (1952) forneceu uma resposta satisfatória, tornando a ação derivativa desnecessária, dado que esta deixou o sistema menos estável, gerando maiores oscilações, o que acarreta em maiores *overshoots* e tempos de acomodação, assim como maiores valores de IAE. Além disso, exigem que o aquecedor atinja sinais de controle que excedem sua capacidade. A resposta do sistema quando se deseja controlar a saída a 100 °C com controlador PI sintonizado pelo método escolhido é mostrada na Figura 25.

Figura 25 - Resposta em malha fechada quando aplicado um degrau de 100 °C no *setpoint*.

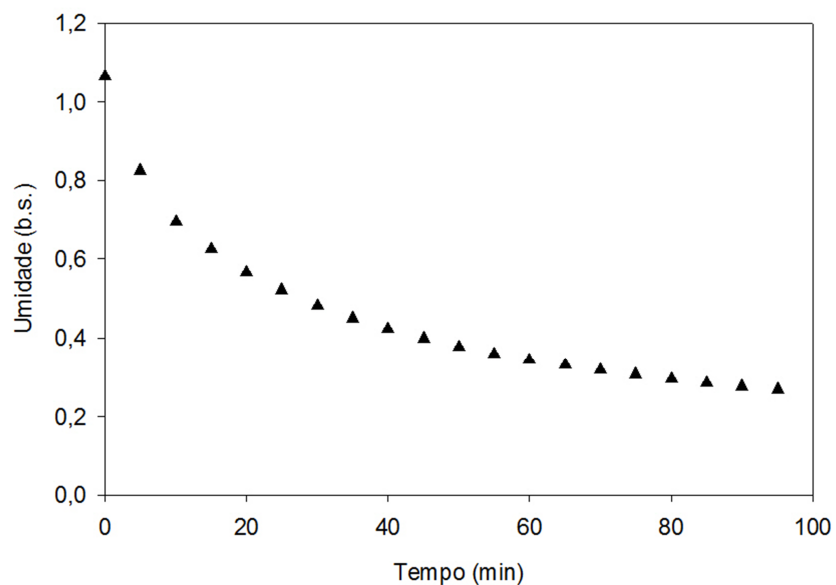


Fonte: Autor (2016).

6.4 Curvas de secagem

Para determinação empírica do valor de umidade crítica do leite X_{cr} , amostras de emulsão de leite com umidade inicial $X = 1,0653$ (49% de sólidos) foram secas em estufa em 3 diferentes valores de temperatura (80, 90 e 100°C) e as curvas de secagem foram levantadas. A curva de secagem a 100°C é mostrada na Figura 26.

Figura 26 - Curva de secagem em estufa a 100 °C.



Fonte: Autor (2016).

A taxa de secagem no início é elevada e diminui com o tempo. Parte significativa da água está livre a princípio e é facilmente removida. A partir de determinado tempo, a resistência interna ao transporte de água aumenta, dificultando sua remoção. Observa-se que isso acarreta uma mudança de inclinação na curva durante o processo de secagem. Esse ponto representa o instante em que a crosta começa a se formar na partícula. A umidade correspondente a esse ponto é a umidade crítica X_{cr} e para sua identificação, a derivada segunda da curva de secagem foi observada. Os valores de X_{cr} encontrados são mostrados na Tabela 12.

Tabela 12 - Valores de umidade crítica obtidos pelas curvas de secagem.

Temperatura (°C)	Umidade Crítica
80	0,5294
90	0,5245
100	0,5209

Fonte: Autor (2016).

Portanto, o valor de X_{cr} utilizado na simulação do modelo de cinética das partículas foi a média do valor encontrado para as 3 temperaturas, ou seja:

$$X_{cr} = 0,5249$$

6.5 Modelo de cinética da partícula

Após o *start-up*, o modelo de cinética foi simulado com os valores de literatura extraídos do trabalho de Birchal *et al.* (2006). É necessário esperar o sistema atingir regime permanente para que o secador esteja preenchido com partículas de diferentes tempos de residência, sendo aplicável então a função de distribuição. Os valores das variáveis consideradas neste modelo são mostrados na Tabela 13.

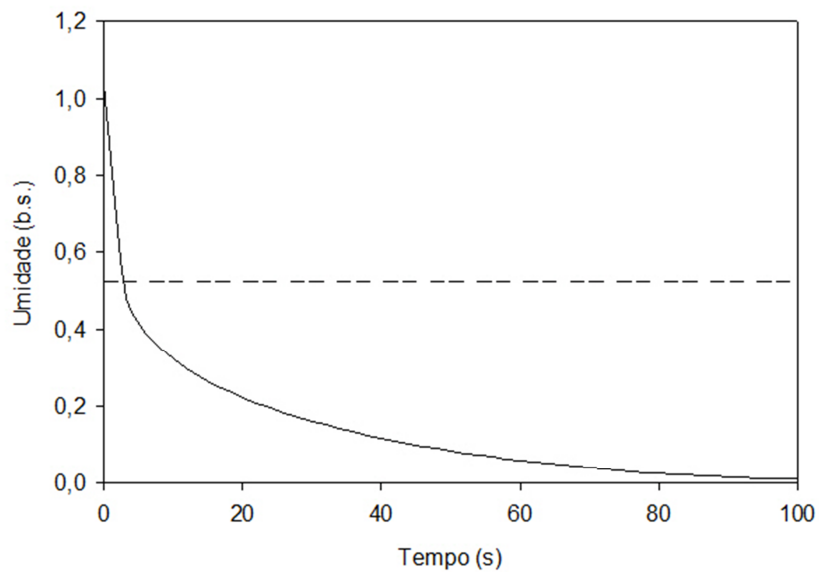
Tabela 13 - Valores das variáveis do modelo de cinética da partícula.

Variável	Valor
$D_{p\ inicial}$ (μm)	49
D_{eff} (m^2/s)	$4,1 \times 10^{-9}$
X_i	1,04
T_o (°C)	120
T_{si} (°C)	51

Fonte: Birchal *et al.* (2006).

O valor de umidade simulado em função do tempo para uma partícula é mostrado na Figura 27. Observa-se que ocorre rápida diminuição da umidade no início, ocorrendo evaporação de água a taxa constante. Após atingir a umidade crítica, a resistência à passagem do vapor de água aumenta devido à crosta formada na superfície da partícula e, portanto, a taxa de evaporação fica mais lenta.

Figura 27 - Curva de secagem para uma partícula dentro do secador.



Fonte: Autor (2016).

Após incorporar a função de distribuição da população, que é considerada uma mistura perfeita das partículas com o ar, a umidade média do pó de saída foi calculada. O valor encontrado pela simulação foi $\bar{X}_o = 0,072$ enquanto o valor experimental obtido por Birchal *et al.* (2006) foi $X = 0,021$. Isso pode estar relacionado ao fato de que a umidade das amostras de leite em pó reportada pelos autores desconsidera as partículas iniciais, que estão mais úmidas.

7 CONCLUSÕES

O modelo desenvolvido consegue descrever satisfatoriamente o comportamento do secador *spray*, sendo que a simulação é útil, então, para que se tenha um rápido estudo das especificações do produto final, podendo ser usada para estimar os parâmetros operacionais do secador que atendam as considerações preliminares.

O modelo dinâmico foi implementado e simulado em Matlab/Simulink, em que variáveis do processo, coeficientes termodinâmicos, características físicas e distúrbios são modificáveis, permitindo estudo detalhado do funcionamento do equipamento. O modelo foi verificado comparando os resultados simulados com resultados experimentais e de literatura.

Em regime permanente, observou-se a variação das variáveis de saída a partir de variações nas entradas. Concluiu-se que um aumento acentuado na temperatura do ar de entrada não é recomendado quando se deseja diminuir a umidade do produto, pois o ganho resultante não é linearmente proporcional, o que acarretaria em uma diminuição na eficiência energética do processo.

A resposta dinâmica se mostra mais adequada quando se tem a intenção de estudar melhor o processo de secagem e das estratégias de controle a serem aplicadas ao secador. A resposta do sistema para degraus de temperatura foram analisadas, sendo que a aproximação da resposta por um modelo linear de primeira ordem é aceitável em ambos os modelos (fenomenológico e empírico) levando em consideração que no sistema real, um atraso de tempo é observado.

A partir da identificação do processo de secagem em *spray*, técnicas de sintonia de literatura baseadas em modelos FOPDT foram estudadas e observou-se que o controlador PI sintonizado pelo método proposto por Chien, Hrones e Reswick (1952) se mostrou a melhor opção para rejeitar distúrbios mais rapidamente, além de ser a única opção viável, dadas as restrições físicas do aquecedor.

A técnica *retrofitting* aplicada contribuiu para o desenvolvimento do trabalho, uma vez que, para o funcionamento do equipamento e uma coleta de dados mais eficiente, adaptações foram indispensáveis. Um sistema de instrumentação e controle foi desenvolvido em que o monitoramento das variáveis do secador foi realizado em um sistema de supervisão. Alarmes são necessários para que o usuário possa saber se o sistema está operando de forma correta.

Amostras de emulsão foram secas em estufa para determinação da umidade crítica, umidade esta que representa a transição entre dois períodos de secagem distintos. O modelo de cinética da partícula foi simulado após o sistema atingir regime permanente. Foi observado que ocorre rápida evaporação de água em um primeiro estágio de secagem e após atingir a umidade crítica, a taxa de evaporação reduz significativamente, de forma que a perda de massa de água se torna mais lenta.

Por fim, a umidade do produto final pode ser estimada utilizando uma função de distribuição que considera partículas de diferentes tempos de residência, o que justifica a simulação do modelo de cinética da partícula em regime permanente, entretanto, essa estimativa não considera degradação do produto, nem sua aderência às paredes da câmara.

7.1 Sugestões para trabalhos futuros

Depois de atingidos os objetivos deste trabalho, algumas sugestões são levantadas para trabalhos futuros de modo a melhorar o modelo, a simulação e o funcionamento do secador *spray*. Sugere-se:

1. inserir ao modelo a consideração de troca de calor das paredes da câmara para o ambiente, deixando o modelo mais fidedigno;
2. integrar os módulos de controle ao PLC, de modo a facilitar a operação do usuário e aumentar, conseqüentemente, a confiabilidade do processo;
3. realizar novamente ensaios de secagem para que todas as variáveis possam ser verificadas pelo modelo;
4. estudar a utilização de outros métodos de identificação, assim como outros tipos de controles, por exemplo, controle preditivo, que é amplamente utilizado em secadores *spray* industriais;
5. controlar a temperatura média da parede do secador evitando depósito de material nesta. Isso se justifica, pois, ao atingir a temperatura de transição vítrea, o material cristaliza gerando perda de material, aumentando o consumo energético e podendo, inclusive, inviabilizar o processo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGUIRRE, L. A. **Introdução à identificação de sistemas**. 4. ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2015. 730 p.

ALFARO, V. Identificación de procesos sobreamortiguados utilizando técnicas de lazo abierto. *Revista Ingeniería*, v.11, n.1-2, p.11-25, 2011.

BIRCHAL, V. S. *Modelagem e simulação da secagem de leite em secadores spray*. 2003. 228 f. Tese de doutorado, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2003

BIRCHAL, V. S.; HUANG, L.; MUJUMDAR, A. S.; PASSOS, M. L. Spray dryers: modeling and simulation. **Drying Technology**, v.24, n.3, p.359-371, 2006.

BITTNER, B.; KISSEL, T. Ultrasonic atomization for spray drying: a versatile technique for the preparation of protein loaded biodegradable microspheres. **Journal of Microencapsulation**, v.16, n.3, p.325-341, 1999.

CAL K.; SOLLOHUB, K. Spray drying technique. I: hardware and process parameters, **Journal of Pharmaceutical Sciences**, v.99, n.2, p.575-586, 2010.

CHEN, C.; YANG, S. PI tuning based on peak amplitude ratio. Preprints of IFAC Workshop on Digital Control: Past, Present and Future of PID Control, p.5-7, 2000.

CHIEN, K. L.; HRONES, J. A.; RESWICK, J. B. On the automatic control of generalized passive systems. **Trans. Asme**, v.74, p.175-185, 1952.

CLEMENT, K. H.; HALLSTRÖM, A.; DICH, H. C.; LE, C. M.; MORTENSEN, J.; THOMSEN, H. A. On the dynamic behavior of spray dryers, **Chemical Engineering Research & Design**, v.69, n.A3, p.245-252, 1991.

COHEN, G.; COON, G. Theoretical consideration of retarded control. **Trans. Asme**, v.75, n.1, p.821-834, 1953,

DOBRE, M.; BOLLE, L. Practical design of ultrasonic spray devices: experimental testing of several atomizer geometries, **Experimental Thermal and Fluid Science**, v.26, n.2-4, p.205-211, 2002.

DORF, R.; BISHOP, R. H. **Modern Control Systems**. 12. ed. Upper Saddle River: Prentice Hall, 2011. 1111 p.

EMBRAPA. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/>>. Acesso em 10 de março de 2016.

FERREIRA, A. G.; MAIA, C. B.; VALLE, R. M.; CORTEZ, M. F. B. Balanço energético de uma chaminé solar, **Ciência & Engenharia**, v.15, n.1/2, p.37-43, 2006.

FOX, P. F.; MCSWEENEY, P. L. H. **Dairy Chemistry and Biochemistry**. 1. ed. Great Britain: International Thomson Publishing, 1998. 492 p.

GREEN, D. W.; PERRY, R. H. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8. ed. McGraw-Hill, 2008. 2735 p.

HAYKIN, S.; VAN VEEN, B. **Sinais e Sistemas**. 1. ed. Porto alegre: Bookman, 2001. 670 p.

HO, W. K.; HANG, C. C.; CAO, L. S. Tuning of PID controllers based on gain and phase margin specifications, **Automatica**, v.31, n.3, p.497-502, 1995.

HUANG, L. X.; MUJUMDAR, A. S. The effect of rotary disk atomizer RPM on particle size distribution in a semi-industrial spray dryer, **Drying Technology**, v.26, n.11, p.1319-1325, 2008.

KESHANI S.; DAUD, W. R. W.; NOUROUZI, M. M.; NAMVAR, F.; GHASEMI, M. Spray drying: an overview on wall deposition, process and modeling, **Journal of Food Engineering**, v.146, p.152-162, 2015.

KOTA, K.; LANGRISH, T. A. G. Prediction of wall deposition behaviour in a pilot-scale spray dryer using deposition correlations for pipe flows, **Journal of Zhejiang University SCIENCE A**, v.8, n.2, p.301-312, 2007.

LANGRISH, T. A. G. Multi-scale mathematical modeling of spray dryers. **Journal of Food Engineering**, v.93, n.2, p.218-228, 2009.

LIN, S. X. Q.; CHEN, X. D.; PEARCE, D. L. Desorption isotherm of milk powders at elevated temperatures and over a wide range of relative humidity. **Journal of Food Engineering**, v.68, n.2, p.257-264, 2005.

LIU, H.; GONG, X.; LI W.; WANG, F.; YU, Z. Prediction of droplet size distribution in sprays of prefilming air-blast atomizers, **Chemical Engineering Science**, v.61, n.6, p.1741-1747, 2006.

MUJUMDAR, A. S. **Handbook of Industrial Drying**. 4. ed. New York: CRC Press, 2014. 1334 p.

NAVA, J.; PALENCIA, C.; SALGADO, M. A.; RODRÍGUEZ, G. C.; GARCÍA, M. A. Robustness of a proportional-integral with feedforward action control in a plant pilot spray dryer, **Chemical Engineering Journal**, v.86, n.1-2, p.47-51, 2002.

PARK, K. J.; BIN, A.; BROD, F. P. R. Obtenção das isotermas de sorção e modelagem matemática para a pêra bartlett (*Pyrus sp.*) com e sem desidratação osmótica, **Food Science and Technology**, v.21, n.1, p.73-77, 2001.

PATEL, R. P.; PATEL, M. P.; SUTHAR, A. M. Spray drying technology: an overview, **Indian Journal of Science and Technology**, v.2, n.10, p.44-47, 2009.

PÉREZ-CORREA, J. R.; FARÍAS, F. Modelling and control of a spray dryer: a simulation study, **Food Control**, v.6, n.4, p.219-227, 1995.

PETERSEN, L. N.; POULSEN, N. K.; NIEMANN, H. H.; CHRISTER, U.; JORGENSEN, J. B. A grey-box model for spray drying plants. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON DYNAMICS AND CONTROL OF PROCESS SYSTEMS, 10., 2013, Mumbai. *Proceedings...* Mumbai, 2013, p.559-564.

PETERSEN, L. N.; NIEMANN, H. H.; UTZEN, C.; JORGENSEN, J. B. Economic optimization of spray dryer operation using nonlinear model predictive control. In: DECISION AND CONTROL, 53., 2014, Los Angeles. *Proceedings...* Los Angeles, 2014, p.6794-6800.

POTE, S.; SUDIT, S. Automatic Control System for Spray Drier Pilot Plant, **International Journal of Engineering and Technical Research**, v.3, n.5, p.18-22, 2015.

RAJAN, R.; PANDIT, A. B. Correlations to predict droplet size in ultrasonic atomization, **Ultrasonics**, v.39, n.4, p.235-255, 2001.

RAO, M. A.; RIZVI, S. S. H.; DATTA, A. K.; AHMED, J. **Engineering Properties of Foods**. 4 ed. New York: CRC Press, 2014, 786 p.

REN, Z.; HAO, Y.; WANG, B. Experimental analysis on spiral pressure nozzle and spray angle control in the spray dryer. In: INTERNET COMPUTING & INFORMATION SERVICES, 2011, Hong Kong. *Proceedings...* Hong Kong, 2011, p.163-165.

RIVERA, D. E.; MORARI, M.; SKOGESTAD, S. Internal model control: PID controller design, **Industrial & engineering chemistry process design and development**, v.25, n.1, p.252-265

SAHIN, S.; SUMNU, S. G. **Physical Properties of Foods**. 1. ed. New York: Springer, 2006. 267 p.

SALOMÃO, W. F. *Microencapsulação de dimetil dissulfeto (DMDS) por spray drying e spray congealing*. 2012. 46 f. Dissertação de mestrado, Universidade de São Paulo, Ribeirão Preto, 2012.

SIVARAJALINGAM, S. *Modelling and Control of a spray drying process*. 2009. 225 f. Dissertação de mestrado, Technical University of Denmark, Kongens Lyngby, 2009.

SMITH, C. L. *Digital computer process control*. Intext Educational Publishers Scranton, 1972.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and practice of automatic process control**, John Wiley and Sons, New York, 1972.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007. 638 p.

SOLTANI, S.; GERDE, P.; ACEVEDO, F.; RASMUSON, A. Counter-current spray drying with stream separation: computational modeling of a novel dryer design. **Chemical Engineering Research and Design**, v.93, p.163-173, 2015.

SREE, R. P.; SRINIVAS, M. N.; CHIDAMBARAM, M. A simple method of tuning PID controllers for stable and unstable FOPDT systems, **Computers and Chemical Engineering**, v.28, n.11, p.2201-2218, 2004.

TAN, L. W.; IBRAHIM, M. N.; KAMIL, R.; TAIP, F. S. Empirical modeling for spray drying process of sticky and non-sticky products, **Procedia Food Science**, v.1, p.690-697, 2011.

TAN, L. W.; IBRAHIM, M. N.; TAIP, F. S. Empirical model of spray drying of whole milk powder using nozzle atomizer spray dryer. **Journal of Food, Agriculture & Environment**, v.8, p.247-252, 2010.

TAN, L. W.; TAIP, F. S.; AZIZ, N. A. Simulation and control of spray drying using nozzle atomizer spray dryer. **International Journal of Engineering & Technology**, v.9, n.10, p.12-17, 2009.

VIEIRA, G. N. A.; FREIRE, F. B.; FREIRE, J. T. Monitoramento em tempo real da umidade do pó durante a secagem de pastas em leite de jorro utilizando um sensor virtual híbrido neural. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS, 37., 2015, São Carlos. *Anais...* São Carlos, 2015.

VISWANATHAN, K. Model for continuous drying of solids in fluidized/spouted beds, **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.64, n.1, p.87-95, 1986.

VITECKOVÁ, M.; VIECEK, A.; SMITNY, L. Simple PI and PID controllers tuning for monotone self-regulation plant. IFAC Workshop on Digital Control: Past, Present and Future of PID Control, p.5-7, 2000.

ZIEGLER, J.; NICHOLS, N. Optimum settings for automatic controllers, **Trans. Asme**, v.64, n.11, 1942.

APÊNDICE A

Propriedades físicas e termodinâmicas

A.1 Calor específico em função da temperatura

Considera-se que os calores específicos da água, ar seco e vapor à pressão constante variam com a temperatura. Os valores de C_p , em kJ/kgK, podem ser estimados pelas correlações (SMITH, VAN NESS e ABBOTT, 2007):

$$C_{pa} = 0,963 + 1,65 \times 10^{-4} \cdot T - 4,59 \times 10^2 \cdot T^{-2} \quad (\text{A.1})$$

$$C_{pv} = 1,601 + 6,69 \times 10^{-4} \cdot T - 5,58 \times 10^3 \cdot T^{-2} \quad (\text{A.2})$$

$$C_{pl} = 4,020 + 5,77 \times 10^{-4} \cdot T - 8,30 \times 10^{-8} \cdot T^2 \quad (\text{A.3})$$

O valor de calor específico do sólido C_{ps} foi calculado com base na composição química do leite em pó, conforme Tabela 6, podendo estimar o valor com base na composição conhecida realizando uma combinação linear dos seus constituintes, isso é:

$$C_p = \sum x_i \cdot C_{pi} \quad (\text{A.4})$$

sabendo-se que o calor específico é uma propriedade aditiva (RAO *et al.* 2014).

Tabela 14 - Composição aproximada do leite integral em pó.

Componente	Composição (%)
Água	2,5
Proteína	26,3
Gordura	26,7
Carboidrato	38,4
Minerais	6,1

Fonte: Fox e McSweeney (1998)

Os valores de calor específico, em kJ/kg°C, de vários componentes de alimentos podem ser calculados por equações empíricas dispostas na Tabela 7.

Tabela 15 - Calor específico de componentes de leite e derivados.

Componente	C_p [J/kg°C]
Proteína	$2008,2 + 1,2089 \cdot T - 1,3129 \times 10^{-3} \cdot T^2$
Gordura	$1984,2 + 1,4373 \cdot T - 4,8008 \times 10^{-3} \cdot T^2$
Carboidrato	$1548,8 + 1,9625 \cdot T - 5,9399 \times 10^{-3} \cdot T^2$
Minerais	$1092,6 + 1,8896 \cdot T - 3,6817 \times 10^{-3} \cdot T^2$

Fonte: Rao *et al.* (2014).

A.2 Densidade da água e da suspensão

Quando um material é aquecido, esse aquecimento não altera sua massa, mas pode causar variações em seu volume, alterando então, sua densidade. A densidade da água é calculada em função da temperatura (BIRCHAL, 2003):

$$\rho_{agua} = -2,726 \times 10^{-3} \cdot T^2 + 1,344 \cdot T + 837,368 \quad (A.5)$$

A densidade da suspensão é considerada constante, sendo que o valor utilizado foi determinado por Birchal (2003) a uma temperatura de 51 °C:

$$\rho_{susp} = 1082,7 \frac{kg}{m^3}$$

sendo que o erro experimental é de $\pm 0,4$ kg/m³.

A.3 Demais propriedades

A massa molecular do ar seco $M_{ar seco}$ é considerada igual a 28,97 kg/kmol; a do vapor de água M_{agua} é igual a 18,02 kg/kmol; R é a constante dos gases e é igual a 8,314 kJ/kmol K; a pressão atmosférica P_{atm} é 101325 Pa; o calor latente de vaporização λ à temperatura de referência é igual a 2500,8 kJ/kg, sendo que T_{ref} é 273,15 K. O coeficiente difusivo efetivo de vapor de água através da crosta da partícula D_{eff} é considerada igual a $4,1 \times 10^{-9}$ m²/s enquanto o coeficiente de difusão de vapor de água no ar D_{ar} é $3,7 \times 10^{-3}$ m²/s.

APÊNDICE B

Dados dos equipamentos utilizados

As informações relevantes do soprador de ar do tipo turbina utilizado são:

Marca: Weg
Potência: 7,5 cv (trifásico)
Tensão de alimentação: 220V/380V/440V
Vazão máxima: 6 m³/min

As informações relevantes do aquecedor de ar utilizado são:

Marca: Análogica
Temperatura máxima: 250 °C
Potência máxima: 7,5 kW (trifásico)

As informações relevantes da bomba de diafragma utilizada são:

Marca: Wallace & Tiernan
Modelo: G 20 30 MD
Vazão máxima: 13 L/h
Pressão máxima: 16 kgf/cm²

APÊNDICE C

Determinação das vazões de alimentação e do ar

C.1 Vazão mássica de alimentação de sólidos secos

A vazão de alimentação foi determinada de forma empírica baseada na variação de massa da emulsão dentro do recipiente, podendo assim, estimar um valor médio durante os testes:

$$F' = \frac{\Delta m}{\Delta t} \quad (\text{C.1})$$

Para conversão da vazão de alimentação da base úmida F' para base seca F , é necessário multiplicar pela concentração de sólidos da emulsão:

$$F = F' \cdot \% \text{ sólidos} \quad (\text{C.2})$$

Durante o experimento realizado, o teor de sólidos da emulsão era 30% e esta era bombeada a uma vazão de $F' = 0,00084$ kg/s, portanto:

$$F = 0,00025 \frac{kg}{s}$$

C.2 Vazão mássica de ar seco

A vazão de ar seco é calculada com base no valor nominal do soprador de ar utilizado levando em consideração que as condições do ar ambiente influenciam na vazão mássica do soprador. A vazão volumétrica nominal G_v do soprador é:

$$G_v = 0,1 \frac{m^3}{s}$$

O cálculo da umidade depende da pressão de vapor do ar úmido e da umidade relativa do mesmo. Para calcular a pressão de vapor, antes é necessário

calcular a pressão de vapor de saturação do ar, e para isso, pode-se usar a equação de Antoine expressa por (GREEN e PERRY, 2008):

$$\log_{10} P_{vsat} = 8,07131 - \frac{1730,63}{233,426 + T} \quad (C.3)$$

A pressão de vapor é a multiplicação da umidade relativa pela pressão de vapor de saturação:

$$P_v = \psi \cdot P_{vsat} \quad (C.4)$$

A umidade absoluta do ar por sua vez, é calculada por:

$$Y = 0,622 \cdot \frac{P_v}{P_{atm} - P_v} \quad (C.5)$$

Para encontrar a relação entre vazão mássica e volumétrica, é necessário determinar o volume específico, que depende da temperatura do ar e de sua umidade:

$$v = [0,082 \cdot T(^{\circ}C) + 22,4] \cdot \left(\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right) \quad (C.6)$$

Por fim, a vazão mássica de ar seco é dada por:

$$G = \frac{G_v}{v} \quad (C.7)$$

Para o experimento, as condições do ar ambiente eram $T_{amb} = 25,2^{\circ}C$ e $UR = 72\%$, portanto:

$$Y = 0,5430$$

$$G = 0,0632 \frac{kg}{s}$$