



Universidade Federal do Rio Grande do Norte
Centro de Tecnologia
Departamento de Engenharia Química
Programa de Pós-graduação em Engenharia Química



DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

AUTOMAÇÃO DE UM SISTEMA ROTATÓRIO PARA SECAGEM DO REJEITO DE MARACUJÁ

Bríggida Dantas de Moura

Orientador: Prof. Dr. Edson Leandro de Oliveira
Coorientador: Prof. Dr. Jackson Araújo de Oliveira

NATAL/RN
AGOSTO/2009

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

Briggida Dantas de Moura

**AUTOMAÇÃO DE UM SISTEMA ROTATÓRIO PARA
SECAGEM DO REJEITO DE MARACUJÁ**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Norte - UFRN, em cumprimento às exigências para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, sob a orientação do Prof. Dr. Edson Leandro de Oliveira e coorientação do Prof. Dr. Jackson Araújo de Oliveira.

Natal/RN
Agosto/2009

Divisão de Serviços Técnicos
Catalogação da Publicação na Fonte
UFRN / Biblioteca Setorial de Engenharia Química

Moura, Bríggida Dantas de.

Automação de um sistema rotatório para secagem do rejeito de maracujá /
Bríggida Dantas de Moura. – Natal, 2009.

63 f. : il.

Orientador: Edson Leandro de Oliveira.

Coorientador: Jackson Araújo de Oliveira.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio Grande do Norte.
Centro de Tecnologia. Departamento de Engenharia Química. Programa de Pós-
Graduação em Engenharia Química.

1. Secagem industrial – Dissertação. 2. Secador rotatório – Dissertação. 3.
Identificação de processo – Dissertação. 4. Controle Proporcional Integral
Derivativo (Controle PID) – Dissertação. I. Oliveira, Edson Leandro de. II. Oliveira,
Jacson Araújo de. III. Universidade Federal do Rio Grande do Norte. IV. Título.

RN/BSPPGEQ

CDU 66.047

Moura, Bríggida Dantas – Automação de um sistema rotatório para secagem do rejeito de maracujá. Dissertação de mestrado, UFRN, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química. Área de concentração. Pesquisa e Desenvolvimento de Tecnologia Regional, Natal/RN Brasil.

Orientador: Prof. Dr. Edson Leandro de Oliveira

Coorientador: Prof. Dr. Jackson Araújo de Oliveira

RESUMO: O secador rotatório é um dos equipamentos amplamente utilizados nas indústrias de processamento. Sua operação em modo de controle automático é importante para manter, principalmente, a umidade do produto final na especificação de interesse. As estratégias de controle clássicas, tais como o controle PID (proporcional – integral – derivativo), são largamente utilizadas no setor industrial devido à sua robustez e facilidade de implementação. Neste trabalho foi implementado um sistema de aquisição de dados para o monitoramento das variáveis mais relevantes do processo de secagem, tais como: temperatura do gás na entrada e na saída do secador, rotação do tambor, velocidade e umidade do ar na saída do secador, e massa do produto final. Testes em malha aberta foram realizados para identificar um modelo matemático capaz de representar o processo de secagem no sistema rotatório. A partir deste modelo, o controlador PID foi sintonizado utilizando o método de síntese direta e admitindo uma trajetória de primeira ordem. O controlador PID foi implementado no sistema com o objetivo de controlar a temperatura do ar de secagem na alimentação do secador. Por fim, testes em malha fechada (operando em modo automático) foram realizados para observar o desempenho do controlador e, com a melhor sintonia definida, experimentos com a matéria-prima, rejeito de maracujá, se procederam. Os ensaios realizados em malha fechada permitiram verificar um desempenho satisfatório da estratégia de controle implementada para a temperatura do ar de secagem do sistema rotatório.

PALAVRAS CHAVES: Secador rotatório; Identificação do processo; Controlador PID.

Bríggida Dantas de Moura

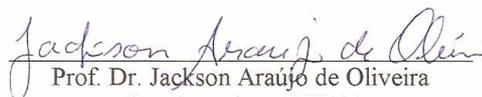
AUTOMAÇÃO DE UM SISTEMA ROTATÓRIO PARA
SECAGEM DO REJEITO DE MARACUJÁ

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química - PPGEQ, da Universidade Federal do Rio Grande do Norte - UFRN, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

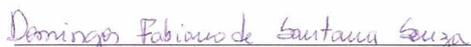
Aprovado (a) em 28 de agosto de 2009.



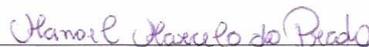
Prof. Dr. Edson Leandro de Oliveira
Orientador – UFRN



Prof. Dr. Jackson Araújo de Oliveira
Coorientador – UFRN



Prof. Dr. Domingos Fabiano de Santana
Souza
Membro Interno – UFRN



Prof. Dr. Manoel Marcelo do Prado
Membro Externo – UFS



Prof. Dr. Sebastião Ribeiro Ferreira
Membro Interno – UFRN

ABSTRACT

The rotary dryer is one of the most used equipments in processing industries. Its automatic control mode of operation is important specially to keep the moisture content of the final product in the desired value. The classical control strategies, like PID (proportional – integral – derivative) control, are largely used in the industrial sector because of its robustness and because they are easy to be implemented. In this work, a data acquisition system was implemented for monitoring the most relevant process variables, like: both inlet and outlet drying air temperature, dryer rotation, outlet air speed and humidity, and mass of the final product. Openloop tests were realized to identify a mathematical model able to represent the drying process for the rotary system. From this model, a PID controller was tuned using a direct synthesis method, assuming a first order trajectory. The PID controller was implemented in the system in order to control the inlet drying air temperature. By the end, closedloop tests (operating in automatic mode) were realized to observe the controller performance, and, after setting the best tune, experiments were realized using passion fruit seeds as raw material. The experiments realized in closedloop showed a satisfactory performance by the implemented control strategy for the drying air temperature of the rotary system.

KEYWORDS: Rotary dryer; Process Identification; PID controller.

Agradecimentos

A Deus por me dar força, coragem e estímulo para nunca desistir dos meus objetivos.

Aos meus pais (Edilma Dantas de Moura e João Evangelista Tavares de Moura), por estarem sempre ao meu lado, compreenderem minha ausência, meus problemas e mesmo com tudo isso, apoiaram-me em todos os momentos.

Aos professores Edson Leandro (orientador) e Jackson de Araújo (coorientador), por aceitarem me orientar e acreditarem em minha proposta de trabalho, obrigada pela confiança, apoio e paciência. Com vocês aprendi a nunca desistir, a ter coragem de enfrentar os desafios. Admiro seu profissionalismo, sua amizade, seu interesse e comprometimento em ensinar bem.

Aos meus colaboradores Laerte, Saulo e Raul.

À minha família sempre compreensiva e confiante em minha capacidade de trabalho.

A empresa de processamento de polpa de frutas tropicais “Delícia da Fruta” por fornecer a matéria-prima para o trabalho.

Ao CNPq e a FAPERN pelo apoio financeiro para realização deste trabalho.

Sumário

CAPÍTULO 1

1 – Introdução	02
-----------------------	-----------

CAPÍTULO 2

2 – Revisão bibliográfica	05
----------------------------------	-----------

2.1 – Secador rotatório	05
-------------------------	----

2.2 – Controle de processos	08
-----------------------------	----

2.2.1 – Identificação do processo	09
-----------------------------------	----

2.2.1.1 – Identificação do processo do tipo degrau	09
--	----

2.2.2 – Sistemas de controle	10
------------------------------	----

2.2.2.1 – Controlador liga-desliga (ON-OFF)	11
---	----

2.2.2.2 – Controlador Proporcional	12
------------------------------------	----

2.2.2.3 – Controlador Proporcional – Integral (PI)	12
--	----

2.2.2.4 – Controlador Proporcional – Derivativo (PD)	13
--	----

2.2.2.5 – Controlador Proporcional – Integral – Derivativo (PID)	13
--	----

2.2.3 – Controle adaptativo	15
-----------------------------	----

2.2.3.1 – Controle adaptativo programado	15
--	----

2.2.3.2 – Modelo de referência de controle adaptativo	15
---	----

2.2.3.3 – Controle adaptativo auto programável	15
--	----

2.2.4 – Sintonia de controladores	17
-----------------------------------	----

2.2.4.1 – Sintonia de controladores utilizando modelos de processos aproximados	17
---	----

2.2.4.2 – Sintonia por síntese direta	18
---------------------------------------	----

2.2.5 – Critérios de desempenho de sistemas de controle	19
---	----

CAPÍTULO 3

3 - Metodologia	22
------------------------	-----------

3.1 – A unidade de secagem	22
----------------------------	----

3.2 – O sistema de aquisição de dados e controle do secador	24
3.2.1 – Calibração dos sensores de temperatura (Termopar)	25
3.2.2 – O programa de aquisição de dados	27
3.2.3 – Identificação do Processo	29
3.2.4 – Estratégia e sintonia da malha de controle	32
3.2.4.1 – Configuração da malha de controle	32
3.2.4.2 – Sintonia dos parâmetros do controlador	33
3.3 – Ensaios de secagem	35
3.3.1 – Teor de umidade	36
CAPÍTULO 4	
4 – Resultados e discussões	38
4.1 – Identificação de Processo – Secador Rotatório	38
4.2 – Estratégia e sintonia da malha de controle	44
4.2.1 – Sintonia dos parâmetros do controlador	44
4.2.2 – Testes em malha fechada	45
4.3 – Experimentos com carga na unidade de secagem	51
CAPÍTULO 5	
5 – Conclusão	58
5.1 – Sugestões para trabalhos futuros	59
Referências bibliográficas	61

Índice de figuras

Figura 2.1	Diagrama de blocos do sistema em malha aberta.	10
Figura 2.2	Diagrama de blocos do sistema em malha fechada.	11
Figura 3.1	Secador rotatório.	23
Figura 3.2	Diagrama esquemático das conexões eletrônicas do sistema de aquisição/controle.	25
Figura 3.3	Curva de Calibração do Termopar 01.	26
Figura 3.4	Curva de Calibração do Termopar 02.	26
Figura 3.5	Janela principal do programa de aquisição de dados.	27
Figura 3.6	Janela principal e janela de configuração do controle da temperatura do ar de secagem.	28
Figura 3.7	Fluxograma da estrutura do programa implementado para aquisição de dados e controle da unidade de secagem.	29
Figura 3.8	Resíduo do maracujá: a) <i>in natura</i> e b) produto seco à temperatura de 80 °C e velocidade de 10 m/s.	36
Figura 4.1	Perturbação de degraus positivos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 7 m/s.	39
Figura 4.2	Perturbação de degraus positivos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 10 m/s.	40
Figura 4.3	Perturbação de degraus positivos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 13 m/s.	40
Figura 4.4	Perturbação de degraus negativos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 7 m/s.	41
Figura 4.5	Perturbação de degraus negativos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 10 m/s.	41
Figura 4.6	Perturbação de degraus negativos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 13 m/s.	42
Figura 4.7	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 2$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 7 m/s.	45
Figura 4.8	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 2$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 10 m/s.	46
Figura 4.9	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 2$. Condição operacional	46

	de velocidade do ar de secagem de 13 m/s.	
Figura 4.10	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 5$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 7 m/s.	47
Figura 4.11	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 5$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 10 m/s.	48
Figura 4.12	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 5$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 13 m/s.	48
Figura 4.13	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 8$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 7 m/s.	49
Figura 4.14	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 8$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 10 m/s.	49
Figura 4.15	Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 8$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 13 m/s.	50
Figura 4.16	Controle regulatório da temperatura do ar de alimentação para os ensaios com carga.	53
Figura 4.17	Evolução da umidade absoluta do ar de saída e da temperatura do ar de saída – ensaio a 7 m/s.	54
Figura 4.18	Evolução da umidade absoluta do ar de saída e da temperatura do ar de saída – ensaio a 10 m/s.	54
Figura 4.19	Evolução da umidade absoluta do ar de saída e da temperatura do ar de saída – ensaio a 13 m/s.	55
Figura 4.20	Evolução da totalização mássica do material processado durante os ensaios de secagem.	56

Índice de tabelas

Tabela 3.1	Equações de calibração para os termopares usados no sistema	26
Tabela 4.1	Parâmetros estimados do modelo para perturbações degraus positivos	42
Tabela 4.2	Parâmetros estimados do modelo para perturbações degraus negativos	43
Tabela 4.3	Parâmetros sintonizados para o controlador PID	44
Tabela 4.4	Índice de desempenho do controlador PID	50
Tabela 4.5	Dados operacionais e resultados de eficiência para os ensaios de secagem	52
Tabela 4.6	Índice de desempenho do controlador PID para a trajetória de primeira ordem com $\tau = 2$	53

Nomenclatura

Símbolo	Descrição
A	Amplitude da perturbação degrau
D	Distúrbio do processo
G_c	Função de transferência do controlador
G_d	Função de transferência do distúrbio
G_m	Função de transferência do sensor
G_p	Função de transferência do processo
G_R	Função de transferência da resistência elétrica
H	Função Heaviside
IAE	Critério da integral do erro absoluto
ISE	Critério da integral do erro quadrático
ITAE	Critério da integral do erro absoluto ponderado pelo tempo
ITSE	Critério da integral do erro quadrático ponderado pelo tempo
K	Ganho do processo
K_c	Ganho proporcional do controlador
n_p	Número de perturbações degrau
P	Controlador Proporcional
PI	Controlador Proporcional Integral
PD	Controlador Proporcional Derivativo
PID	Controlador Proporcional Integral Derivativo
q	Trajectoria de controle
t	Tempo
u	Variável desvio da entrada manipulada
y	Variável desvio da temperatura
y_{SP}	Variável desvio do <i>setpoint</i>
α	Constante de tempo morto ou atraso
ε	Erro
τ	Constante de tempo da trajetória de controle
τ_d	Constante de tempo derivativo do controlador PID
τ_i	Constante de tempo integral do controlador PID

CAPÍTULO 1
INTRODUÇÃO

1. Introdução

O Brasil é um dos maiores produtores de frutas tropicais no mundo, devido a sua diversidade de solo e de clima, apresenta condições favoráveis para a fruticultura. Este país possui uma grande área territorial, principalmente nas zonas de clima tropical e temperado, possibilitando o cultivo de diferentes variedades de frutíferas nativas e exóticas.

O maracujá (*Passiflora edulis*), pertencente à família das Passifloraceae, contempla um grande número de espécies, num total de 500, a maioria delas nativa do Brasil. Entre os principais produtores brasileiros estão os estados de Minas Gerais, São Paulo, Bahia, Pernambuco, Alagoas e alguns do Norte e Nordeste.

O maracujá é um fruto rico em vitamina C, cálcio e fósforo, onde sua maior importância econômica está no produto industrializado sob a forma de suco concentrado. Suas cascas e sementes, resíduos industriais provenientes do processo de esmagamento da fruta para obtenção do suco, são na sua maioria descartadas. Como este descarte representa inúmeras toneladas, agregar valor a estes subprodutos é de grande interesse econômico, científico e tecnológico. Segundo Trajano et al. (2009), as sementes do maracujá representam cerca de 6 a 12% do peso total do fruto e são boas fontes de óleo, carboidratos, proteínas e minerais.

O óleo de maracujá, extraído da semente, possui substâncias relaxantes, a passiflorina, com aroma que reduz a ansiedade, melhora o sono, diminuindo o *stress* e o cansaço em geral e tem uma aplicação muito variada na indústria cosmética, em forma de cremes, xampus, loções, óleos, sabonetes etc..

Uma das formas de conservação destes resíduos é através da secagem que consiste na remoção da água de superfície livre do material, possibilitando o seu manuseio, transporte e armazenamento a temperatura ambiente sem perdas significativas. Para o processamento deste material é necessário definir o equipamento que mantenha melhor suas características nutricionais assim como seu valor comercial.

Neste sentido é de primordial importância o controle e a otimização dos parâmetros do processo.

O secador rotatório é um dos equipamentos mais utilizados nas indústrias de processamento. Sua operação em modo de controle automático é bastante importante para manter, principalmente, a umidade do produto final na especificação de interesse. Apesar disso, a operação de muitas instalações é conduzida ainda em modo manual, resultando variações significativas das propriedades do produto. A dificuldade de controlar manualmente este tipo de secador está relacionada às não-linearidades deste processo no que diz respeito às variáveis mais relevantes. Desta forma, é necessário o desenvolvimento de estratégias de controle para tais equipamentos com o intuito de garantir taxas de produtividade otimizadas, especificações de qualidade do produto e segurança operacional.

Portanto, o objetivo deste trabalho foi a automação de um secador rotatório, implementando um sistema de aquisição de dados para o monitoramento das variáveis mais relevantes do processo de secagem (temperatura do gás na entrada e na saída do secador, rotação do tambor, velocidade e umidade do ar na saída do secador, e massa do produto final) e controle da temperatura do ar na alimentação do secador. Perturbações do tipo degrau em malha aberta foram realizadas no elemento final de controle com o intuito de identificar o processo. Para a sintonia do controlador foi utilizado o método de síntese direta, admitindo uma trajetória de primeira ordem, e com o controlador trabalhando em modo automático foram realizadas perturbações no *setpoint* (valor de interesse) a fim de obter o melhor desempenho do controlador. Finalmente, foram realizados experimentos com carga, usando como matéria-prima rejeitos do maracujá descartados pelas indústrias de beneficiamento de polpa de frutas.

CAPÍTULO 2
REVISÃO
BIBLIOGRÁFICA

2. Revisão bibliográfica

Neste capítulo será apresentado uma introdução sobre secadores rotatórios, automação de sistemas de secagem e algumas citações dos trabalhos realizados por pesquisadores nestas áreas.

2.1. Secador rotatório

O secador rotatório é um equipamento bastante versátil e de grande importância industrial. É amplamente empregado na secagem de produtos químicos, alimentícios, farmacêuticos, agrícolas e minerais. Este tipo de secador é comumente encontrado nas indústrias de processamento; ele consiste num tambor cilíndrico levemente inclinado no qual o material, que se deseja secar, é introduzido na sua extremidade mais elevada e move-se ao longo do tambor giratório em direção à outra extremidade. O secador pode ser classificado, dependendo do arranjo ou modo de contato entre o gás que é introduzido no sistema e o material sólido, como de aquecimento direto ou indireto e fluxo paralelo ou contra corrente.

O aquecimento direto ocorre quando o gás quente ou ar passam através do material no secador. O indireto ocorre quando o material está no interior de um invólucro, aquecido externamente pelos gases quentes. No funcionamento do secador em contra corrente os gases quentes entram em contato com o material já relativamente seco, de forma que o teor de umidade pode ser reduzido ao mínimo. Por outro lado, a carga final pode ser excessivamente aquecida, de modo que este arranjo não deve ser utilizado para produtos sensíveis ao calor. No fluxo paralelo, o tempo de residência do material no secador tende a ser menor do que o contra corrente, pois o gás desloca-se na mesma direção do material. Nesta configuração de fluxo, o contato entre o material úmido e o gás de entrada proporciona uma rápida secagem superficial, isto é vantajoso se o material tende a grudar nas paredes.

Pelegrina, Elustondo e Urbicain (1998) projetaram um secador rotatório semi-contínuo para a secagem de vegetais. Este é constituído de uma série de módulos onde cada um deles trabalha em batelada e o material só passa para o próximo estágio depois

de seco. A operação é modelada para calcular o valor das taxas de secagem em função das condições do ar e da umidade do material. Eles utilizaram alho cortado em pedaços para estudar os parâmetros do modelo do secador.

Canales, Bórquez e Melo (2001) desenvolveram um modelo de um secador rotatório com aquecimento indireto para a secagem de peixe em regime estacionário. O estado estacionário do secador foi concebido adotando as seguintes condições: escoamento pistonado, velocidade do sólido constante na direção axial, partículas sólidas com tamanho uniforme, perdas de calor na vizinhança desprezíveis, gradientes de temperatura nas tubulações e na jaqueta e dispersão axial do sólido desprezíveis. Os balanços de calor e massa no estado estacionário foram definidos na zona de aquecimento dos sólidos e na zona de secagem. O modelo provou ser uma ferramenta útil para prever o comportamento do secador, onde a umidade final do produto foi a principal resposta de interesse; decrescendo intensamente quanto menor o diâmetro das partículas, menor massa de alimentação do produto e maior temperatura.

Pelegrina, Elustondo e Urbicain (2002) utilizaram o método da superfície de resposta para estudar a secagem do alho no secador semi-contínuo. Eles obtiveram um modelo linear para a umidade do material em termos da umidade relativa do ar, temperatura e tempo de secagem, e um modelo de segundo grau para a temperatura de secagem, em termos da umidade relativa do ar.

Iguaz et al. (2003) desenvolveram um modelo dinâmico para avaliar a secagem do bagaço de vegetais em um secador rotatório contra corrente, utilizando um secador semi-industrial. Através deste modelo foi possível estabelecer a umidade do ar e do produto na saída do secador. A temperatura do ar de entrada mostrou-se como a variável que teve o maior efeito, tanto na umidade de saída do produto quanto na temperatura de saída do ar.

Kiranoudis, Maroulis e Marinou-Kouris (1996) apresentaram o projeto e estudo do desempenho operacional para os tipos mais comuns de secadores: secador de esteira, leito fluidizado e rotatório. A relação entre desempenho e *design* foi obtida para auxiliar o processo de seleção destes equipamentos. O projeto foi realizado otimizando o custo anual de cada configuração de secador para uma dada capacidade de produção. Uma vez

especificada a configuração, seu desempenho operacional foi avaliado através de uma comparação dos resultados obtidos nas condições otimizadas de custo anual e capacidade de produção predefinidas. Os secadores rotatórios se mostraram mais caros quando comparados com os de leito fluidizado, no que diz respeito ao *design* do equipamento. Porém, em termos operacionais, o secador rotatório é mais eficiente em relação à transferência de calor. Os secadores de esteiras constituem um meio termo, apresentando satisfatórios resultados tanto com base no *design* quanto no sistema operacional.

Britton, Sheehan e Schneider (2006) desenvolveram um modelo combinando as abordagens mecanicistas e estatísticas para o transporte de sólidos em secadores rotatórios com aletas. O modelo considerava um secador rotatório industrial que envolvia “*n*” pares de tanques (ou células) de mistura perfeita arranjados em série e que representava um seguimento finito do secador, baseado em um estudo de caso comum do secador rotatório para secagem de açúcar. Neste estudo foi empregada uma quantidade limitada de dados de distribuição dos tempos de residência (DTR). O modelo foi testado utilizando os dados de DTR disponíveis, através de um parâmetro que descreve a mistura dos sólidos devido ao fluxo de ar em contra corrente. O resultado foi um modelo dinâmico de transporte de sólidos que responde a modificações nas taxas de alimentação e velocidade de rotação.

Apesar da importância dos processos de secagem com secadores rotatórios para as indústrias, o controle automático com estes sistemas é ainda bastante precário, já que muitas instalações são geralmente conduzidas ainda em modo de operação manual. Basicamente, o processo de secagem numa instalação rotatória consiste na redução da umidade de um produto até um valor desejado, usando para tal um tambor (ou túnel) rotatório na qual o material úmido é revolvido continuamente ao longo do secador, enquanto fluxo de ar quente percorre o túnel. Desta forma, o objetivo principal de controle num secador rotatório é estabelecer a umidade do produto na saída do equipamento.

Com o desenvolvimento de um modelo matemático apropriado, levando em conta os efeitos constitutivos mais importantes no processo de secagem rotatória, é possível construir estratégias de controle robustas que resultem numa operação mais

estável. Além do modelo do processo, o sistema de controle só é possível se as informações das variáveis relevantes forem obtidas ou medidas dinamicamente e se ações forem tomadas no sentido de corrigir os distúrbios e mudanças do processo, buscando manter os objetivos de controle nos valores de interesse estabelecidos. Desta forma, algumas variáveis podem ser manipuladas (tais como: vazão de ar, rotação do tambor, vazão de alimentação de material etc.) com intuito de assegurar o controle das variáveis de interesse (como a umidade do produto e a taxa de produção), mantendo-se a operação contínua e num estado estacionário estabelecido (Ortega et al., 2007).

Briens, Smith e Briens (2008) desenvolveram um método inovador que utiliza acústica como uma técnica de monitoramento em tempo real não invasiva, para a detecção do ponto final da secagem em secadores rotatórios. Este estudo utilizou peneiras moleculares como um exemplo de partículas sólidas para as quais um controle rígido da umidade do produto é crucial. Um microfone registrou as emissões acústicas durante o processo de secagem de peneiras moleculares. O desvio padrão das emissões acústicas mostra o ponto crítico, correspondente a uma máxima remoção de umidade sem provocar atrito. A análise do desvio padrão dos sinais acústicos forneceu uma simples e valiosa técnica para a detecção do ponto crítico da secagem em um secador rotatório. Com baixo controle de ruído, o teor de umidade pode ser determinado pela Transformada de Fourier ou pela análise de *wavelets* das medidas acústicas. Apesar de ambas as análises necessitarem da determinação de seis parâmetros empíricos, a análise de *wavelets* forneceu uma melhor estimativa para as medidas do conteúdo de umidade.

2.2. Controle de processos

As necessidades das indústrias de reduzir os custos de produção e aumentar cada vez mais a sua produtividade têm motivado o desenvolvimento de técnicas de controle através da automação industrial. A automação garante a melhoria e o contínuo monitoramento da atividade produtiva, pois consiste em integrar tecnologias da informática, mecânica e eletrônica que juntas processam informações para o controle de máquinas e equipamentos proporcionando maior confiabilidade dos produtos, flexibilidade e segurança nos processos de fabricação.

2.2.1. Identificação do processo

Basicamente, a análise dinâmica do processo pode ser feita segundo duas abordagens: teórica ou experimental. A abordagem teórica é realizada a partir de um modelo matemático fenomenológico do processo (fundamentado em equações descritivas, tais como as leis de conservação de massa, energia e quantidade de movimento) e aplicando-se funções de perturbação (degrau, pulso, impulso, senoidal, etc.) nas variáveis de entrada do modelo. É possível encontrar, após a resolução dinâmica do conjunto de equações resultantes (de modo analítico ou numérico), uma solução da resposta do processo frente à perturbação aplicada. Porém, quando não se dispõem de um modelo matemático do processo pode-se aplicar, experimentalmente, perturbações nas variáveis de entrada do processo, buscando-se a resposta dinâmica a tal perturbação. Os dados experimentais obtidos desta forma são fundamentais para a proposição de modelos empíricos do tipo entrada-saída. O procedimento para a obtenção de tais modelos empíricos (entrada-saída) é o que se chama de “Identificação de Processo” e podem ser realizados de diferentes maneiras, conforme apresentado por Ogunnaike e Ray (1994) e Seborg, Edgar e Mellichamp (1989).

Como a identificação de processos envolve a formulação de modelos através de dados experimentais, esta abordagem pode ser realizada sob as condições normais de operação, neste caso a identificação do processo é dita ser *on-line*. Porém é comum interromper a operação normal do processo e realizar experimentos especificamente projetados para o desenvolvimento de modelos empíricos, nestes casos diz-se que a identificação do processo é *off-line*.

2.2.1.1. Identificação do processo do tipo degrau

A principal estratégia para identificação de um modelo a uma perturbação do tipo degrau é ajustar suas funções teóricas com os dados experimentais obtidos. A resposta é obtida implementando-se uma variação do tipo degrau na variável de entrada e registrando a variação observada na variável de saída (Ogunnaike e Ray, 1994).

A estimação dos parâmetros desconhecidos objetiva obter valores dos modelos que proporcionem o melhor ajuste com os dados experimentais. A validação do modelo consiste em *plotar* a resposta teórica de cada modelo identificado e analisar a concordância com os dados experimentais.

Segundo Ogunnaike e Ray (1994), as principais vantagens da identificação da resposta do tipo degrau são: facilidade de adaptação a diversos tipos de modelos e facilidade de obter os dados experimentais na prática. As principais desvantagens são: dificuldades de propor o modelo correto para dados de resposta (devido ao fato de que sistemas fundamentalmente diferentes podem apresentar respostas similares); testes do tipo degrau envolvem provocar perturbações no processo, de um estado estacionário a outro, produzindo dados contendo efeitos não-lineares que não podem ser modelados por modelos lineares. Segundo o autor, quanto maior for a distância entre um estado estacionário e outro, maior será o efeito das não-linearidades.

2.2.2. Sistemas de controle

Os sistemas de controle, com relação à forma de implementação, podem ser classificados de duas maneiras: em malha aberta e em malha fechada.

Sistemas de controle em malha aberta são aqueles nos quais a saída não tem efeito na ação de controle, isto é, a saída não é medida nem realimentada para comparação com a entrada (Ogata, 1985). A Figura 2.1 indica a relação entrada-saída de um sistema deste tipo. A representação indicada na Figura 2.1 é denominada diagrama de blocos.

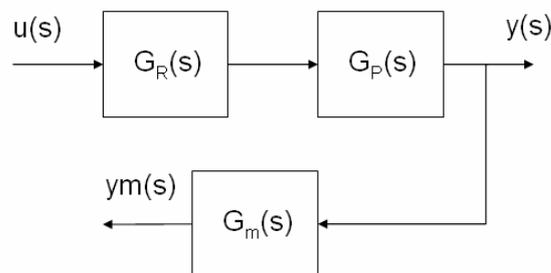


Figura 2.1 – Diagrama de blocos do sistema em malha aberta.

No sistema em malha fechada o sinal de saída possui um efeito direto na ação de controle, isto é, são sistemas de controle realimentados. O sinal erro atuante é a diferença entre o sinal de entrada e o sinal realimentado (que pode ser o sinal de saída ou uma função do sinal de saída e suas derivadas), este é alimentado no controlador de modo a reduzir o erro e manter a saída do sistema em um valor desejado (Ogata, 1985). A Figura 2.2 mostra a relação entrada-saída do sistema de controle em malha fechada.

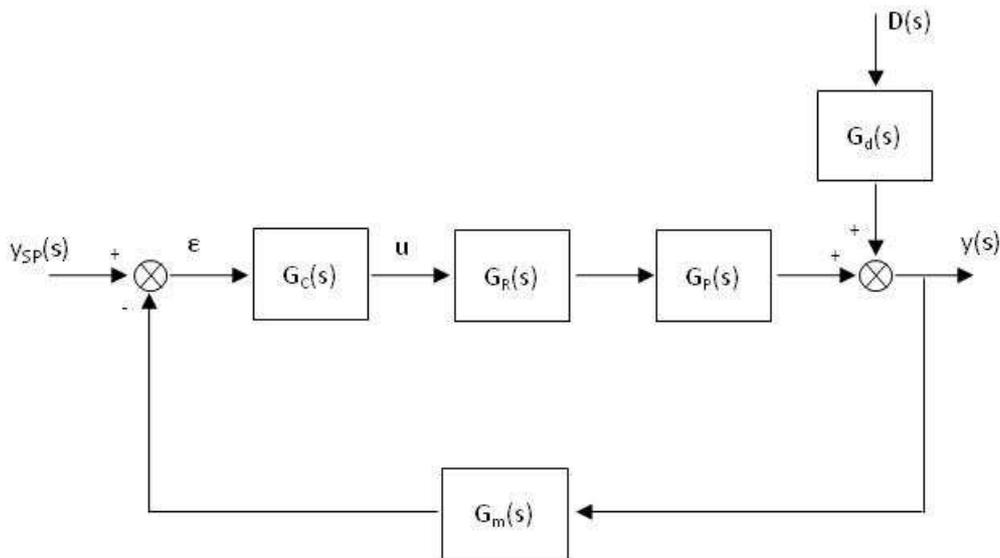


Figura 2.2 – Diagrama de blocos do sistema em malha fechada.

Há, principalmente, cinco tipos básicos de controladores usados nas indústrias, são eles: Controlador liga-desliga (ON-OFF), Controlador Proporcional (P), Controlador Proporcional e Integral (PI), Controlador Proporcional e Derivativo (PD), Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID). Para a implementação destes controladores é necessário, primeiramente, escolher a estratégia de controle. As estratégias de controle mais utilizadas pelas indústrias são as do tipo *feedback* e *feedforward*.

2.2.2.1. Controlador liga-desliga (ON-OFF)

O controlador liga-desliga é o tipo mais simples de controlador, este consiste de um circuito que compara o sinal de entrada com dois sinais de referência, chamados de limite inferior e superior. Quando o sinal de entrada fica menor que o limite inferior, a saída do controlador é ativada e o atuador é acionado com sua potência máxima.

Quando o sinal de entrada fica maior que o limite superior, a saída é desligada juntamente com o atuador. A diferença entre o limite superior e inferior é chamada de histerese. Normalmente, a histerese é ajustável de forma tal que o *setpoint* fique entre o limite inferior e o superior. Desta forma o sistema controlado fica oscilando de um valor máximo a um mínimo e não atinge nenhum valor específico (Ogunnaike e Ray, 1994).

A grande vantagem deste sistema é por ser muito barato e como o atuador somente liga e desliga nos momentos em que os limites são atingidos, o controlador e o atuador sofrem pouco desgaste.

A grande desvantagem é que a grandeza controlada (temperatura, pressão etc.) não estabiliza em nenhum ponto e sim oscila entre o ponto desejado, indo do limite inferior ao superior.

2.2.2.2. Controlador Proporcional

No controlador proporcional (P) a saída do controlador, $y(t)$, é diretamente proporcional ao erro, $\varepsilon(t)$, como mostra a equação abaixo:

$$y(t) = K_C \cdot \varepsilon(t) \quad (2.1)$$

Este tipo de controlador tem a característica de deixar *offset*, erro existente, no estado estacionário, entre a variável controlada e o valor de referência.

2.2.2.3. Controlador Proporcional – Integral

A ação de controle gerada pela parte integral elimina o *offset* deixado pela ação proporcional e produz respostas mais oscilatórias. O sinal de atuação relacionado com o erro é dado por:

$$y(t) = K_C \cdot \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \cdot \int_0^t \varepsilon(t) \cdot dt \right] \quad (2.2)$$

Controladores do tipo PI são frequentemente implementados em indústrias para controle de fluxo nos processos químicos, pois o termo derivativo desestabiliza a ação em sistemas com ruídos ou oscilatórios.

2.2.2.4. Controlador Proporcional – Derivativo

A vantagem da utilização da ação de controle derivativa é que ela minimiza o erro antes mesmo que ele atinja valores demasiadamente grandes. Este controlador antecipa a ação corretiva do erro, tendendo a aumentar a estabilidade do sistema. As desvantagens deste tipo de controlador são a amplificação dos ruídos em alta frequência e a frequente saturação do atuador. A saída do controlador PD é dada por:

$$y(t) = K_C \cdot \left[\varepsilon(t) + \tau_d \cdot \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \right] \quad (2.3)$$

Um controlador Proporcional – Derivativo (PD) simples introduz um zero na função de transferência em malha aberta, provocando aumento na margem de ganho do sistema, o que pode amplificar sinais de ruídos, tais como os introduzidos pelos sensores de medidas, principalmente em altas frequências onde os mesmos são mais significativos (Silva et al., 2007).

2.2.2.5. Controlador Proporcional – Integral – Derivativo

Os controladores do tipo Proporcional – Integral – Derivativo (PID) são os mais utilizados nas indústrias, pois além de sua simplicidade, baixo custo e robustez, a ação integral elimina o *offset* e o termo derivativo antecipa a ação de controle fazendo com que o controlador atinja mais rapidamente o *setpoint* (Pavanelli, 2006). A saída do controlador PID é representada pela seguinte equação:

$$y(t) = K_C \cdot \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \cdot \int_0^t \varepsilon(t) \cdot dt + \tau_d \cdot \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \right] \quad (2.4)$$

Apesar do surgimento de novas estratégias de controle com base em redes neurais, lógica *fuzzy*, entre outras, o controlador do tipo Proporcional – Integral – Derivativo ainda é o mais utilizado. Porém, a sintonia adequada dos parâmetros de controle representa o principal problema do uso destes na indústria, pois muitas vezes ela é feita manualmente, por tentativa, deixando o controle dependente da experiência de um operador. Estima-se que 90% das aplicações utilizam esse tipo de controle, muitas vezes com o tempo derivativo zero, controle PI (Matta, Fileti e Silva, 2008).

Arjona, Ollero e Vidal (2005) utilizaram dois secadores rotatórios em série para secagem de *orujo* (azeite residual das indústrias) com fluxo do gás em co-corrente. Eles desenvolveram e implementaram um sistema de controle baseado em controladores PID, aplicado ao primeiro secador, para minimizar os problemas operacionais e melhorar a produção e a eficiência energética. Dois sistemas, baseado no controle PID, foram testados cujas variáveis controladas são a diferença da temperatura de controle (DTC) e o controle da intensidade do motor (WC). Ambos mostraram um bom desempenho e melhoraram a operação de secagem. Porém, o WC tornou-se mais robusta com produção superior a DTC e, portanto, foi implantado definitivamente no secador.

Jover e Alastruey (2006) realizaram um estudo comparativo entre os sistemas de controle monovariável e multivariável não-linear com atraso, utilizando controladores do tipo PID, apresentando as vantagens e desvantagens de ambos; chegando a conclusão que o sistema multivariável apesar de ser mais complexo, mostrou um menor tempo de simulação e conseqüentemente de ajuste. O sistema multivariável apresentou valores de ganho máximo ligeiramente menores quando comparado ao monovariável, particularmente para o caso da temperatura de saída do produto. Observou-se maior problema de oscilação no sistema multivariável, porém devido ao fato de que duas variáveis eram controladas, este problema foi mais fácil de contornar, do que no sistema monovariável.

2.2.3. Controle adaptativo

No esquema adaptativo os parâmetros de controle são ajustados para manter as variações nas características do processo. Sabe-se intuitivamente que, se projetados da maneira correta, este esquema será de grande avanço em relação ao esquema clássico.

Existem diversos tipos de esquemas de controle adaptativo, divergindo principalmente na maneira com que os parâmetros de controle são ajustados. Os esquemas mais populares são: controle adaptativo programado, controle adaptativo de modelo de referência e controlador auto-ajustável.

2.2.3.1. Controle adaptativo programado

O esquema de controle adaptativo programado é aquele em que é possível realizar as modificações nos parâmetros do controlador antecipadamente. À medida que as variáveis de entrada e saída do processo modificam significativamente, essa informação é enviada ao controlador e seus parâmetros são ajustados de acordo com os ajustes previamente programados.

2.2.3.2. Modelo de referência de controle adaptativo

O componente chave deste esquema é o modelo de referência que consiste de um modelo em malha fechada onde o processo deve responder a uma variação no *setpoint*. Isto poderia ser simples como uma trajetória de referência, ou poderia ser um modelo em malha fechada mais detalhado. A saída do modelo de referência é comparada com a saída verdadeira do processo e o erro observado é utilizado para deduzir alguns esquemas de adaptação de modo que os parâmetros de controle sejam ajustados de forma a reduzir o erro até zero (Ogunnaike e Ray, 1994).

2.2.3.3. Controle adaptativo auto programável

Controladores adaptativos auto programável, assim como o regulador de auto-ajuste diverge do controlador adaptativo de referência por princípios básicos. Este tipo

de controlador utiliza-se da entrada e saída do processo para estimar de maneira recursiva e *on-line*, os parâmetros de um modelo aproximado do processo. Portanto enquanto o verdadeiro processo não-linear modifica a região de operação, ou varia com o tempo, um modelo linear aproximado é constantemente atualizado com novos parâmetros. O modelo atualizado é então utilizado em um procedimento de projeto de sistema de controle, para gerar parâmetros do controlador atualizado (Ogunnaike e Ray, 1994).

Como o modelo estimado determina a efetividade do controlador, a mais essencial característica do controlador auto-ajustável é a identificação de um modelo confiável e robusto. Isto requer um bom algoritmo de estimação de parâmetros e procedimentos que garantam uma adequada dinâmica do processo experimental.

Correa et al. (1998) desenvolveram um modelo dinâmico de um secador rotatório para comparar, através de simulações, o desempenho de um controlador PID discreto e de um controlador adaptativo, para controlar a umidade de saída do produto. As simulações realizadas nesse estudo mostraram que ambos controladores foram capazes de regular a variável controlada para diferentes distúrbios. No entanto, o controlador adaptativo se mostrou mais eficiente apresentando índices de desempenho do controlador de três a oito vezes menores e índices de ação de controle de 6 a 10 vezes maiores, quando comparado ao controlador PID.

Ren, Yao e Wang (2005) implementaram um sistema de controle de previsão auto-ajustável *Fuzzy Smith* para a temperatura de superfície do secador no processo de fabricação do papel utilizado em cédulas monetárias. Foi utilizado o método de controle *bang-bang* para regular o sistema e reduzir o tempo de secagem. Com o intuito de melhorar a capacidade adaptativa e precisão do controle, um controlador *Fuzzy PID* foi projetado. O sistema de controle para a temperatura de superfície, baseado no controlador auto-ajustável apresentou melhores características dinâmicas, maior robustez e precisão.

Ferreira (1995) elaborou e implementou controles adaptativos (monovariável e multivariável) para controlar e monitorar processos de fermentação, no caso específico, fermento de padaria (fermentação etanólica) e um processo enzimático de síntese de

ampicilina. A síntese destas estratégias não lineares foi realizada por técnicas de geometria diferencial com linearização do sistema por retroação de estado. Ele também fez uma adaptação com base na estimativa de parâmetros variáveis no tempo e de um algoritmo com dinâmica de convergência de segunda ordem.

2.2.4. Sintonia de controladores

Neste item serão citados a sintonia ou ajuste de controladores e critérios de desempenho de sistemas de controle.

A sintonia de controle é o ajuste dos parâmetros do controlador para assegurar que os critérios de desempenho estabelecidos para a malha de controle sejam alcançados (Almeida et al., 1999). Existem diversos métodos de sintonia para o projeto de controladores PID, como o de síntese direta, Ziegler – Nichols, Cohen-Coon, com Critérios Integrais, entre outros.

2.2.4.1. Sintonia de controladores utilizando modelos de processos aproximados

O modelo de processo aproximado mais utilizado para o ajuste de um controlador *feedback* apresenta uma função de transferência de primeira ordem com atraso:

$$G_P = \frac{k \cdot e^{-\alpha \cdot s}}{\tau \cdot s + 1} \quad (2.5)$$

Este modelo pode ser obtido de diversas formas, uma delas consiste em utilizar dados de resposta do tipo degrau em malha aberta. Este procedimento provoca uma perturbação no sinal de entrada do processo, onde a resposta na variável medida e o registro desta resposta com o tempo é conhecido como curva de reação do processo (Ogunnaike e Ray, 1994).

Existem dois segmentos para as técnicas de ajuste baseadas nestes modelos aproximados, que são:

- Determinar os parâmetros do modelo aproximado que melhor caracterizem a resposta do processo;
- Utilizar esses parâmetros em fórmulas especificadas para obter recomendações do controlador PID.

2.2.4.2. Sintonia por síntese direta

A sintonia por síntese direta procura identificar a função (G_C) necessária do controlador para produzir uma resposta em malha fechada pré-especificada. A função de transferência para um processo em controle *feedback* é descrita como:

$$y(s) = \frac{G_R \cdot G_P \cdot G_C}{1 + G_P \cdot G_C \cdot G_R \cdot G_m} \cdot y_{SP}(s) \quad (2.6)$$

Assumindo que G_m é igual a 1 e considerando que a resposta em malha fechada siga uma trajetória representada pela função de transferência $q(s)$, tem-se:

$$y(s) = q(s) \cdot y_{SP}(s) \quad (2.7)$$

Substituindo as equações (2.6) em (2.7) obtém-se:

$$G_C(s) = \frac{1}{G_R(s) \cdot G_P(s)} \cdot \left(\frac{q(s)}{1 - q(s)} \right) \quad (2.8)$$

Quando o controlador *feedback* se comporta como um sistema de malha fechada a equação (2.7) pode ser usada. Portanto, com o modelo do processo $G_P(s)$ e a trajetória especificada desejada $q(s)$, pode-se usar a equação (2.8) para determinar o controlador *feedback* G_C .

Na abordagem de síntese direta, o comportamento de saída desejado é especificado na forma de uma trajetória, e o modelo do processo é utilizado diretamente para sintetizar o controlador (Ogunnaike e Ray, 1994).

2.2.5. Critérios de desempenho de sistemas de controle

No desenvolvimento de sistemas de controle busca-se satisfazer condições de desempenho que proporcionem a manutenção das variáveis controladas em valores pré-estabelecidos. Estas especificações podem ser aplicadas em termos do comportamento da resposta transitória a determinadas perturbações ou em termos de índices de desempenho.

A avaliação, em geral, do desempenho em regime transitório de um sistema é realizada pela resposta, no tempo, do sistema a uma perturbação do tipo degrau. O desempenho é medido pelo valor das seguintes grandezas:

- Máximo sobre-sinal (*overshoot*)
- Tempo de acomodação
- Erro em regime estacionário (*offset*)

O sistema de controle é dito ótimo se os parâmetros são escolhidos de forma a minimizar ou maximizar o índice de desempenho (Caon Jr., 1999). Existem vários critérios para se obter um sistema ótimo, dos quais os mais utilizados são os critérios de erro em que o índice de desempenho são integrais de uma função ponderada do desvio da saída do sistema em relação a entrada.

Segundo Ogata (1985) os critérios de erro mais utilizados são:

- Critério da integral do erro absoluto (IAE):

$$IAE = \int_0^{\infty} |\varepsilon(t)| \cdot dt \quad (2.9)$$

- Critério da integral do erro absoluto ponderado pelo tempo (ITAE):

$$ITAE = \int_0^{\infty} t \cdot |\varepsilon(t)| \cdot dt \quad (2.10)$$

- Critério da integral do erro quadrático (ISE):

$$\text{ISE} = \int_0^{\infty} \varepsilon^2(t) \cdot dt \quad (2.11)$$

- Critério da integral do erro quadrático ponderado pelo tempo (ITSE):

$$\text{ITSE} = \int_0^{\infty} t \cdot \varepsilon^2(t) \cdot dt \quad (2.12)$$

Dependendo da característica da resposta transiente do sistema, pode-se escolher qual o melhor critério de erro a ser utilizado. Caso se queira suprimir a presença de erros de grande intensidade, a utilização do critério ISE é mais adequada do que o IAE, pois os valores de erro são elevados ao quadrado contribuindo para um maior valor da integral. Entretanto, para se suprimir erros menores o critério IAE é melhor que o ISE, pois quando estes erros são elevados ao quadrado o valor da integral diminui. Para suprimir erros que persistem no tempo, o critério ITAE é utilizado, pois a presença do tempo amplifica o efeito de erros pequenos no valor da integral.

Com base na revisão bibliográfica, vários pesquisadores estudaram a modelagem de secadores rotatórios ainda em modo manual e outros em modo automático utilizando controladores PID discretos como também adaptativos.

Neste trabalho foi desenvolvido um sistema de monitoramento e controle para o secador rotatório e em função disto, fez-se necessário percorrer os seguintes passos:

- Obtenção de um modelo do processo;
- Escolha de uma estratégia de controle;
- Implementação da lei de controle;
- Sintonia do controlador;
- Teste de desempenho.

CAPÍTULO 3
METODOLOGIAS

3. Metodologias

O presente capítulo apresenta uma descrição dos principais procedimentos para a execução das atividades referentes à automação de um secador rotatório, abordando o detalhamento da unidade de secagem, o sistema de aquisição de dados e controle do processo e os experimentos realizados com secador sem carga, para análise dinâmica, e com carga, para testes de secagem com resíduos de frutas tropicais. Todos os equipamentos e materiais envolvidos neste estudo encontram-se alocados no Laboratório de Energia Alternativa e Fenômenos de Transporte (LEAFT) do Departamento de Engenharia Química da UFRN.

3.1. A unidade de secagem

A unidade de secagem utilizada para a automação foi o secador rotatório, projetado e construído por Honorato (2006), conforme mostrado na Figura 3.1. Este sistema opera com fluxo em co-corrente ou paralelo e aquecimento direto, de modo que o gás quente (ar) entra em contato com o material a ser processado e ambos se deslocam na mesma direção. O túnel de secagem não possui inclinação em relação à horizontal e consiste de um tubo de 60 cm de comprimento e 15 cm de diâmetro onde em seu interior tem-se um suspensor com 3 mm de espessura e 3 cm de largura.

Conforme pode ser visto na Figura 3.1, o secador rotatório utilizado neste estudo é composto de: (1) Soprador de ar para secagem marca Mofertec modelo siroco com potência de 3/4 hp; (2) Trocador de calor convectivo composto de resistências elétricas com potência de 3500W; (3) tubulação para alimentação do ar no secador; (4) Funil para alimentação do material; (5) Termopares (tipo J) para monitorar a temperatura de entrada e a saída do secador; (6) Túnel rotatório de secagem; (7) Motor de acionamento do túnel rotatório com potência de 3/4 hp; (8) Ciclone para separação do material processado; (9) Recipiente para coleta do material; (10) Balança de marca Celtac modelo JH2102 com precisão de 10^{-2} g; (11) Sensor de umidade absoluta do ar marca Novus modelo RHT-DM; (12) Fitas refletivas para medida da rotação do túnel de secagem através de um tacômetro óptico marca Instrutherm modelo TDR-100; (13) Tubo de Pitot marca Dwyer para medida da velocidade do ar de secagem; (14) Tomadas

para medida de pressão diferencial através de um transmissor de pressão marca Novus; (15) Válvula do tipo gaveta de abertura rápida para regulação da vazão do ar de secagem; (16) Inversor de frequência marca Telemecanique modelo Altivar 11 para regulação da rotação do secador.



Figura 3.1 - Secador rotatório.

Legenda:

- | | |
|--|--|
| 01 – Soprador de ar | 10 – Balança |
| 02 – Trocador de calor | 11 – Sensor de umidade absoluta |
| 03 – Tubulação para alimentação do ar no secador | 12 – Fitas refletivas para medida da rotação do túnel de secagem |
| 04 – Funil para alimentação do material | 13 – Tubo de pitot |
| 05 – Termopares | 14 – Tomadas para medida de pressão diferencial |
| 06 – Túnel rotatório de secagem | 15 – Válvula do tipo gaveta |
| 07 – Motor de acionamento do túnel rotatório | 16 – Inversor de frequência |
| 08 – Ciclone | |
| 09 – Recipiente para coleta do material | |

3.2. O sistema de aquisição de dados e controle do secador

Na implementação do sistema de controle, o secador foi adaptado para receber os sensores e elemento final de controle. Foram instalados sensores no equipamento para medida em linha das seguintes variáveis: temperatura do ar na alimentação e na saída através de termopares do tipo J com precisão de $\pm 0,5$ °C ; umidade absoluta do ar na saída; rotação do túnel de secagem através de um tacômetro óptico; velocidade do ar de secagem através da medida da pressão diferencial num tubo de Pitot por um transmissor eletrônico; e totalização do material processado através de uma balança com comunicação de dados. Em relação ao elemento final de controle, utilizou-se de um módulo de potência no qual é possível atuar digitalmente modulando-se a potência da resistência elétrica.

Para estabelecer a comunicação com os sensores e com o elemento final de controle (módulo de potência/resistência elétrica) foi instalado um sistema de aquisição de dados através de uma placa de aquisição (modelo PIO-821), conectada a um computador através do barramento PCI, contendo canais analógicos e digitais de entrada e saída de sinais eletrônicos (tensão). Desta forma, o monitoramento das variáveis foi realizado conectando-se os sensores (termopares, transmissor de pressão diferencial e transmissor de umidade) aos canais analógicos de entrada da placa de aquisição. No canal analógico de saída da placa de aquisição, conectou-se o sinal de atuação do módulo de potência para a resistência elétrica. Os sinais digitais (RS232) disponibilizados pelo tacômetro e pela balança foram conectados diretamente a duas portas seriais do computador. O esquema simplificado das conexões eletrônicas pode ser observado na Figura 3.2.

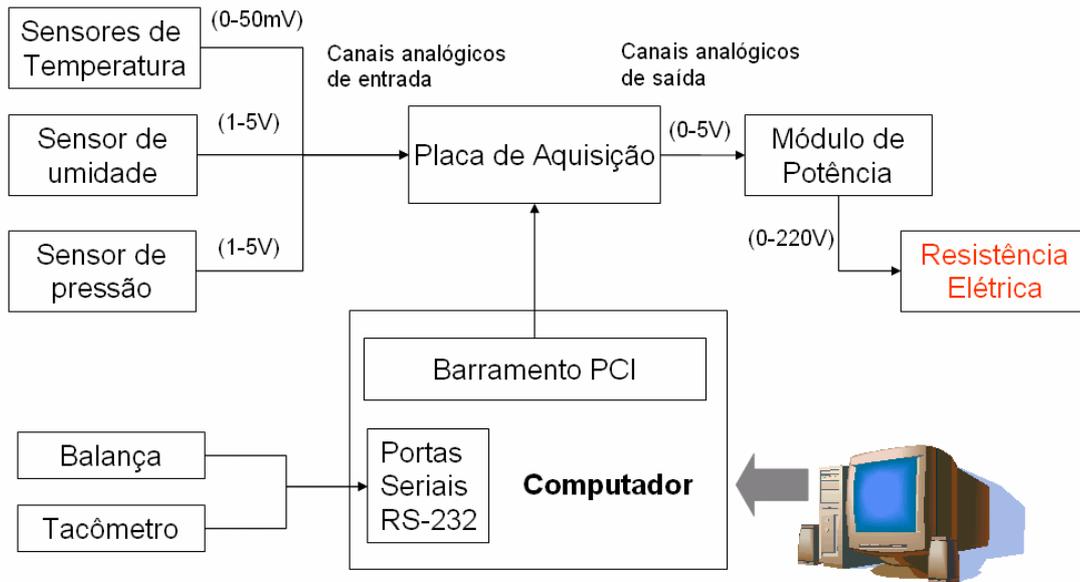


Figura 3.2 – Diagrama esquemático das conexões eletrônicas do sistema de aquisição/controlado

3.2.1. Calibração dos Sensores de Temperatura (Termopar)

A calibração dos termopares foi realizada usando-se um termômetro digital padrão, um sistema de banho termostaticado e um sistema de aquisição de dados. Para tal, os termopares e o termômetro padrão foram imersos num mesmo recipiente com recirculação de água proveniente do banho termostaticado. Ajustando-se a temperatura no banho termostaticado e após a temperatura atingir o regime permanente, o sinal eletrônico em milivolts (mV) foi adquirido de cada termopar por meio do sistema de aquisição de dados e a temperatura do termômetro padrão foi anotada. Foi feita uma variação da temperatura do banho desde 5°C até 90°C e com a obtenção dos dados referentes ao sinal do termopar e a temperatura do termômetro padrão, construiu-se as curvas de calibração para os termopares do sistema. As curvas de calibração ajustadas foram lineares e apresentaram excelente coeficiente de correlação, conforme pode ser observado na Tabela 3.1 e nas Figuras 3.3 e 3.4.

Tabela 3.1 - Equações de calibração para os termopares usados no sistema.

Termopares	Equação de Ajuste	Coef. Correlação (R^2)
01	$T(^{\circ}\text{C}) = 771,42 \text{ (mV)} + 24.033$	$R^2 = 0,9992$
02	$T(^{\circ}\text{C}) = 746,23 \text{ (mV)} + 24.709$	$R^2 = 0,9991$

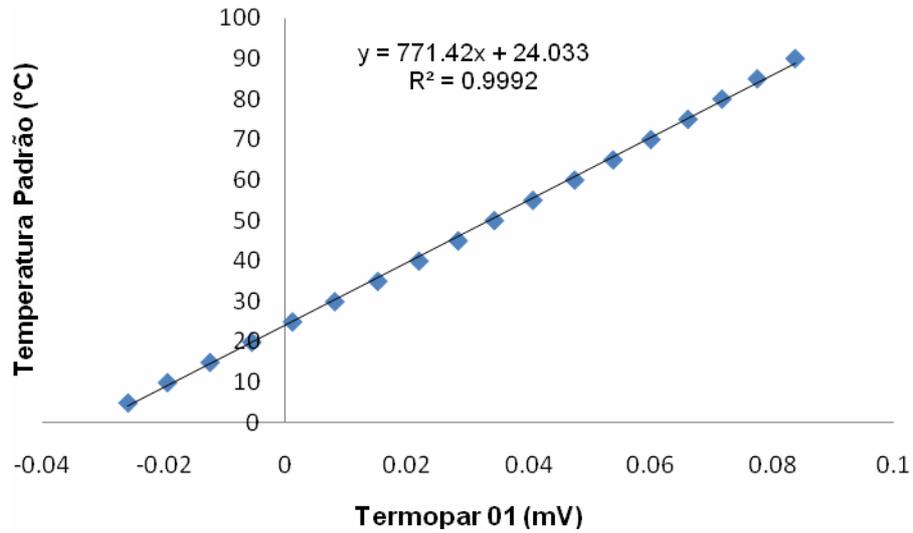


Figura 3.3 – Curva de Calibração do Termopar 01.

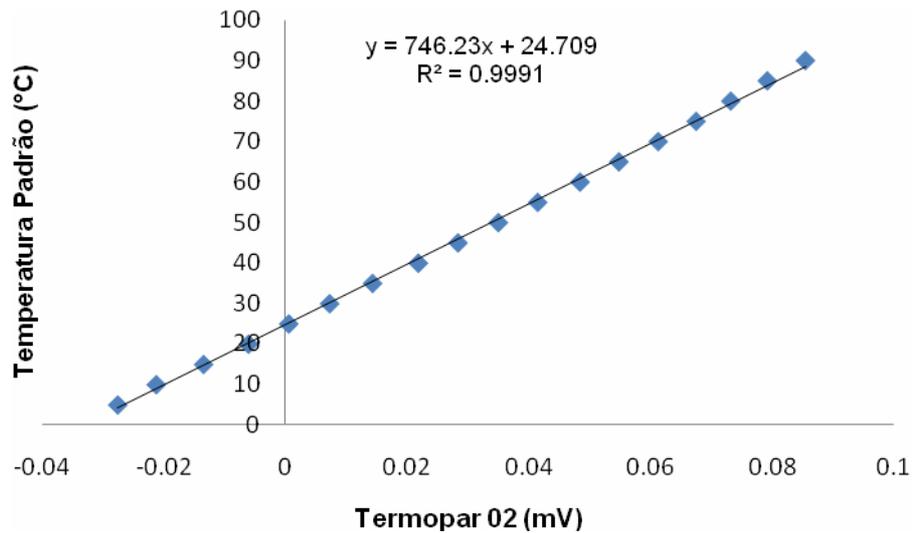


Figura 3.4 – Curva de Calibração do Termopar 02.

3.2.2. O Programa de Aquisição de Dados

Um programa de aquisição de dados para o monitoramento em linhas das principais variáveis do processo (temperatura, umidade, velocidade do ar, rotação do secador, totalização de massa) e para o controle de temperatura do ar de secagem foi desenvolvido em linguagem de programação Fortran. Como pode ser visto na Figura 3.5, tal programa foi implementado com recursos visuais objetivando maior facilidade operacional para os usuários. Dentre os recursos disponíveis, pode-se mencionar o acompanhamento gráfico em tempo real das variáveis monitoradas e o registro em arquivo (.txt) de todos os dados e eventos ocorridos durante a operação do equipamento. Em relação ao controle da temperatura do ar de secagem, é possível fazer a operação em modo manual ou automático. Quando em modo manual, o usuário pode estabelecer o percentual de atuação sobre a resistência elétrica. Quando em modo automático, o usuário pode modificar os parâmetros do controlador PID e o valor de *setpoint* para a operação, como pode ser visto na Figura 3.6.

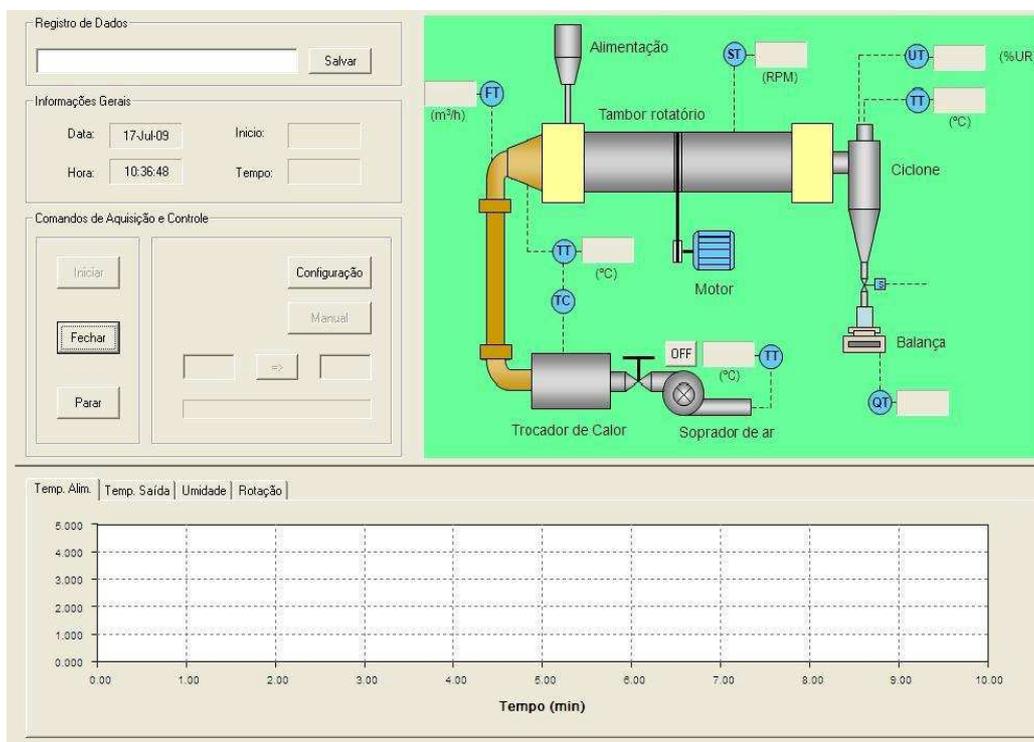


Figura 3.5 – Janela principal do programa de aquisição de dados.

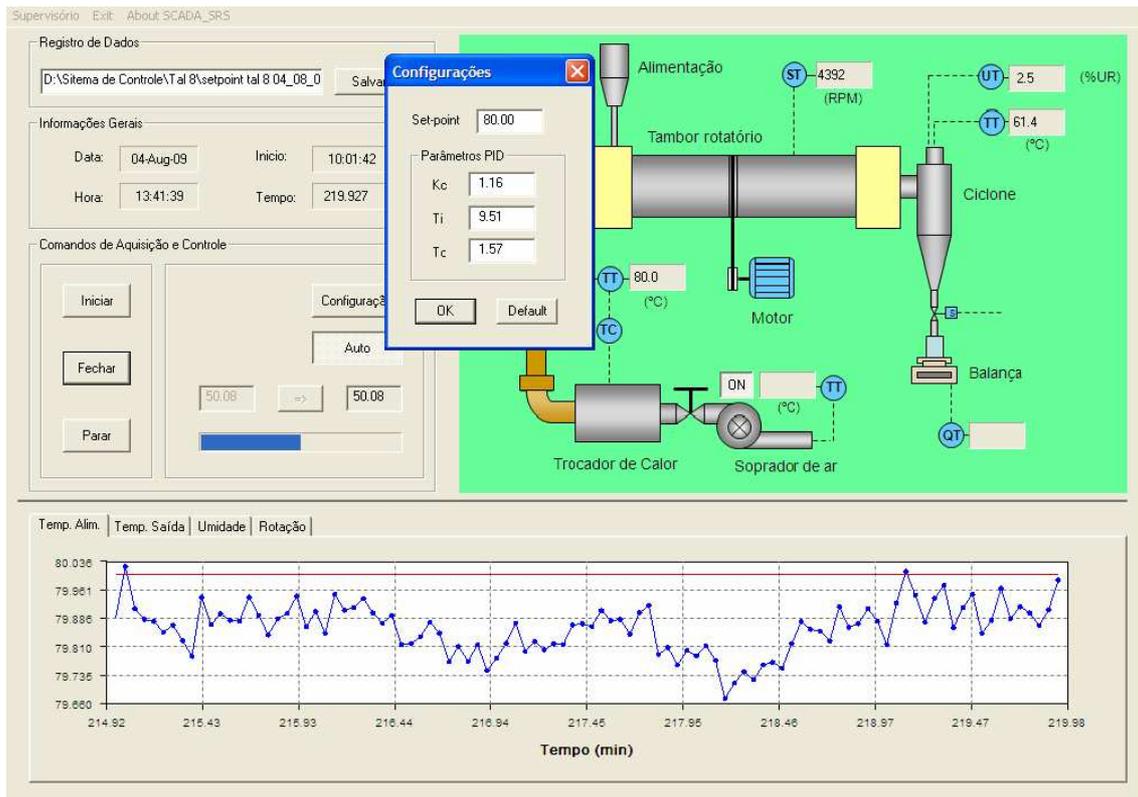


Figura 3.6 – Janela principal e janela de configuração do controle da temperatura do ar de secagem.

Um fluxograma geral da estrutura de programação implementada para a aquisição de dados e controle do processo está apresentado na Figura 3.7. É possível observar que existe uma rotina “Principal” responsável pelo gerenciamento global do programa. Com o acesso pelo ícone, a rotina principal carrega inicialmente todas as configurações gerais para o programa através de um “Arquivo de configurações”. Estas configurações são estabelecidas no ambiente visual da “Janela do Programa”. É a partir das “Entradas pelo usuário”, nos diversos botões e comandos em tela, que a aquisição de dados e o controle do processo pode ser iniciado. Ao ser iniciado, dois *timers* são disparados para processamento em *loop*: um para a aquisição dos dados e o outro para o controle do processo. Ambos *timers* trabalham num intervalo de tempo estabelecido em 3 segundos. Tais *loops* ficam em operação contínua até interrupção pelo usuário da aquisição de dados ou do controle do processo. O *loop* de controle (*Timer 01*) só pode ser ligado se o *loop* de aquisição (*Timer 02*) estiver iniciado, para salvar as informações. A informação de saída do *loop* de controle é retornada para a rotina principal que estabelece um sinal de atuação sobre a resistência elétrica através de uma rotina de comunicação (*driver*) que envia o sinal pelo canal de saída da placa de aquisição. As

informações do *loop* de aquisição são encaminhadas para a rotina principal que grava as informações num “arquivo de saída” e também atualiza as informações da janela do programa, disponibilizando-as para visualização na tela em forma gráfica.

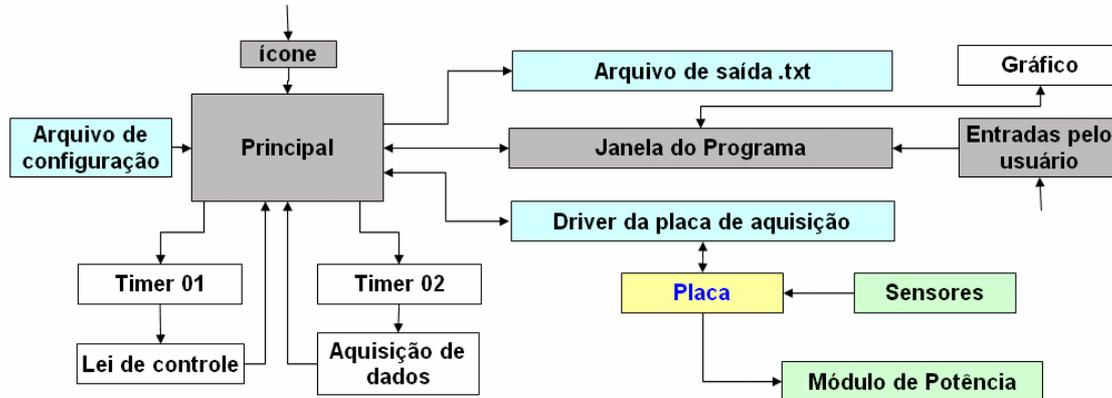


Figura 3.7 – Fluxograma da estrutura do programa implementado para aquisição de dados e controle da unidade de secagem.

3.2.3. Identificação do processo

No presente estudo, a análise do comportamento dinâmico do processo foi realizada experimentalmente visando identificar o modelo empírico do processo de controle na representação de função de transferência para posterior aplicação no desenvolvimento da malha de controle da temperatura do ar de secagem. Para isto, experimentos foram realizados com o secador rotatório (sem carga) para diferentes condições operacionais com velocidade do ar de secagem (7, 10 e 13 m/s), aplicando-se perturbações do tipo degrau no percentual de atuação da resistência elétrica e buscando-se obter a resposta dinâmica da temperatura do ar na alimentação do secador. Estes dados dinâmicos de temperatura foram utilizados na identificação do modelo entrada-saída do sistema, através da representação por função de transferência. Um esquema de diagrama de blocos, representando a estrutura do modelo entrada-saída, pode ser observado na Figura 2.1, sendo $u(s)$ a função de perturbação aplicada à resistência elétrica, $G_R(s)$ a função de transferência relativa à resistência elétrica, $G_P(s)$ a função de transferência relativa ao processo de controle, $y(s)$ a resposta de temperatura do ar de alimentação do secador sendo lida por um termopar (sensor) representado pela função de transferência $G_m(s)$ e registrado como sinal de medida $y_m(s)$.

A relação entre a saída (y) e a entrada (u), de acordo com o diagrama de blocos do sistema em malha aberta (Figura 2.1), é dada pela multiplicação das funções de transferência $G_R(s)$ e $G_P(s)$, constituindo o modelo a ser identificado para o processo. Desta forma:

$$\frac{y(s)}{u(s)} = G_R(s) \cdot G_P(s) \quad (3.1)$$

Testes foram realizados com modelos de diferentes ordens, sendo o modelo de segunda ordem (Equação 3.2) o que apresentou resultados mais satisfatórios na descrição dos dados levantados.

$$y(s) = \frac{K}{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)} \cdot u(s) \quad (3.2)$$

Conforme já mencionado, a função (u) utilizada para perturbação experimental do processo foi do tipo degrau, sendo aplicada como uma sequência de degraus com diferentes amplitudes (A). No domínio do tempo, tal função pode ser representada na forma:

$$u(t) = \sum_{i=1}^{np} \{A_i \cdot H(t - t_i)\} \quad (3.3)$$

Onde: np representa o número de perturbações do tipo degrau; A_i é a amplitude de cada degrau; t_i indicam o tempo na qual foi aplicado o degrau; e $H(t)$ é a função Heaviside, dada por:

$$H(t - a) = \begin{cases} 0, & t < a \\ 1, & t \geq a \end{cases} \quad (3.4)$$

No domínio da Transformada de Laplace, a função que representa a perturbação sequencial de degraus é:

$$u(s) = \sum_{i=1}^{np} \left\{ \frac{A_i}{s} \cdot e^{-(t_i) \cdot s} \right\} \quad (3.5)$$

Fazendo-se a substituição da Equação 3.5 na Equação 3.2, a resposta do sistema resulta em:

$$y(s) = \frac{K}{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)} \cdot \sum_{i=1}^{np} \left\{ \frac{A_i}{s} \cdot e^{-(t_i) \cdot s} \right\} \quad (3.6)$$

Aplicando-se a Transformada Inversa de Laplace na Equação 3.6, pode-se obter a seguinte resposta no domínio do tempo do sistema de segunda ordem frente à perturbação citada:

$$y(t) = K_i \cdot \sum_{i=1}^{np} A_i \cdot \left\{ \left[\left(\frac{\tau_1}{\tau_2 - \tau_1} \right) \cdot e^{-\left(\frac{t-t_i}{\tau_1} \right)} - \left(\frac{\tau_2}{\tau_2 - \tau_1} \right) \cdot e^{-\left(\frac{t-t_i}{\tau_2} \right)} + 1 \right] \cdot H(t - t_i) \right\} \quad (3.7)$$

De posse dos dados experimentais e do modelo matemático da Equação 3.7, os parâmetros K , τ_1 e τ_2 foram estimados utilizando-se um procedimento numérico para minimização da função objetivo dos mínimos quadrados. Tal procedimento de minimização foi baseado no método de enxame de partículas (Particle Swarm Optimization-PSO) implementado por Oliveira (2005) na linguagem de programação Fortran 90.

3.2.4. Estratégia e sintonia da malha de controle

3.2.4.1. Configuração da malha de controle

No presente trabalho, a estrutura escolhida para o controle da temperatura do ar de alimentação no túnel de secagem foi a configuração *feedback*. Como pode ser visto no diagrama apresentado na Figura 2.2, o valor medido pelo sensor é comparado com o valor desejado (*setpoint*) e a diferença entre estes, chamada de erro ou desvio, permite que a lei de controle calcule o valor a ser estabelecido no sinal de atuação da resistência elétrica, variando a sua potência para contrapor os efeitos de mudança do processo e para corrigir tal desvio.

Na malha fechada de controle apresentada pela Figura 2.2, existem duas entradas com possibilidade de mudanças: o *setpoint* (y_{sp}) e o distúrbio do processo (D) devido a interferências externas. Quando o controlador tem a capacidade de estabilizar a variável de interesse frente a mudanças no *setpoint* e no distúrbio, tal controlador é dito servo-regulador. A equação em malha fechada para tal sistema é dada por:

$$y(s) = \frac{G_C(s) \cdot G_R(s) \cdot G_P(s)}{1 + G_C(s) \cdot G_R(s) \cdot G_P(s) \cdot G_m(s)} \cdot y_{SP}(s) + \frac{G_d(s)}{1 + G_C(s) \cdot G_R(s) \cdot G_P(s) \cdot G_m(s)} \cdot D(s) \quad (3.8)$$

Para a malha de controle proposta neste estudo, as seguintes considerações foram realizadas quanto às funções de transferência:

- $G_R(s) \cdot G_P(s)$ corresponde ao modelo apresentado previamente na seção de Identificação do processo;
- $G_m(s)$, diz respeito ao sensor e é admitido com dinâmica instantânea na forma $G_m(s) = 1$.
- $G_d(s)$ é a função de transferência relacionada aos distúrbios externos ao sistema; não sendo possível a sua caracterização.

- $G_C(s)$ representa a lei de controle a ser implementada que, em particular, foi escolhida a lei clássica de controle do tipo proporcional + integral + derivativo (PID), dado na forma:

$$G_C(s) = K_C \left(1 + \frac{1}{\tau_i \cdot s} + \tau_d \cdot s \right) \quad (3.9)$$

sendo K_C , τ_i e τ_d os parâmetros do controlador que devem ser ajustados (sintonizados) para que a malha de controle apresente desempenho adequado.

3.2.4.2. Sintonia dos parâmetros do controlador

A sintonia do controlador PID é o ajuste dos parâmetros K_C , τ_i e τ_d para que se possa atingir a resposta desejada. A tarefa de sintonia implica na mútua otimização de características de resposta, tais como: amortecimento, sobre-sinal, tempo de acomodação e erro em regime estacionário (*offset*).

Existem diversos métodos de sintonia para projetos de controladores PID, geralmente baseados em diferentes condições e considerações que visam minimizar parâmetros de desempenho previamente definidos.

Os parâmetros do controlador foram estimados com base no método de Síntese Direta. Esta abordagem permite a obtenção da lei de controle capaz de alcançar uma trajetória de resposta $q(s)$, em malha fechada e conhecendo-se $G_R(s) \cdot G_P(s)$, previamente estabelecida. A partir daí, pode-se deduzir a lei de controle ideal para alcançar tal trajetória (Equação 2.8).

Por razões de simplicidade, neste estudo uma trajetória de primeira ordem foi escolhida para o procedimento de síntese direta, na forma:

$$q(s) = \frac{1}{\tau \cdot s + 1} \quad (3.10)$$

Sendo τ a constante de tempo especificada para a trajetória.

Desta forma, a função do controlador representada pela Equação 2.8 pode ser reescrita admitindo-se o modelo identificado do processo (modelo de segunda ordem) e a trajetória previamente definida (primeira ordem), resultando em:

$$G_C(s) = \frac{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)}{K} \cdot \left[\frac{\left(\frac{1}{\tau \cdot s + 1} \right)}{1 - \left(\frac{1}{\tau \cdot s + 1} \right)} \right]. \quad (3.11)$$

Rearranjando a Equação 3.11, tem-se:

$$G_C(s) = \frac{(\tau_1 \cdot \tau_2 \cdot s^2 + (\tau_1 + \tau_2) \cdot s + 1)}{K} \cdot \frac{1}{\tau \cdot s + 1} \quad (3.12)$$

A comparação da Equação 3.12 com a Equação 3.9 permite obter as relações de sintonia para o controlador PID. Assim, os valores de ganho proporcional (K_c), tempo derivativo (τ_d) e tempo integral (τ_i) podem ser calculados através das Equações 3.13 a 3.15:

$$\tau_i = \tau_1 + \tau_2 \quad (3.13)$$

$$K_C = \frac{\tau_i}{K \cdot \tau} \quad (3.14)$$

$$\tau_d = \frac{\tau_1 \cdot \tau_2}{\tau_i} \quad (3.15)$$

Os testes de sintonia realizados para a trajetória escolhida foram: $\tau = 2$ min., $\tau = 5$ min. e $\tau = 8$ min. O desempenho do controlador foi observado através dos seguintes critérios: integral do erro absoluto (IAE), integral do erro absoluto ponderado pelo

tempo (ITAE), integral do erro quadrático (ISE) e integral do erro quadrático ponderado pelo tempo (ITSE).

3.3. Ensaios de secagem

O material utilizado nos ensaios de secagem foi o resíduo do maracujá, composto basicamente por sementes, com umidade inicial de $43\% \pm 3\%$ (em base úmida) fornecido pela empresa de processamento de polpa de frutas tropicais “Delícia da Fruta”, localizada em Natal – RN. Este material foi armazenado em sacos plásticos, acondicionado em freezer no laboratório e mantidos na temperatura de -18°C . Para a realização desses ensaios as amostras foram retiradas de acordo com a necessidade e descongeladas em temperatura ambiente.

As condições operacionais empregada nos experimentos de secagem do rejeito de maracujá foram: velocidade de alimentação do ar de 7, 10 e 13 m/s, rotação do tambor no sistema rotatório e temperatura na entrada do secador. Para cada velocidade do ar, houve uma sintonia de parâmetros diferente. Os valores de K_C , τ_i e τ_d foram sintonizados com $\tau = 2$. A temperatura do gás na entrada do secador foi controlada de forma *on-line* a 80°C . Em relação à rotação do tambor cilíndrico, foram testadas várias velocidades e a que mostrou melhor resultado no processo de secagem foi a de 38 rpm.

A alimentação do resíduo de maracujá, no tambor cilíndrico, foi realizada de modo semi-contínuo utilizando como critério de alimentação a umidade absoluta do gás na saída do secador, quando esta acusava cerca de 3% o sistema era realimentado. No tambor, além da matéria-prima adicionou-se inertes em forma de esferas, confeccionados em tecnil, com diâmetro de 2,5 cm, massa de 11,45 g e densidade de $1,40 \text{ g/cm}^3$, no sentido de melhorar a homogeneização do processo de secagem.

O material *in natura* utilizado e o produto processado no secador rotatório são apresentados na Figura 3.8.

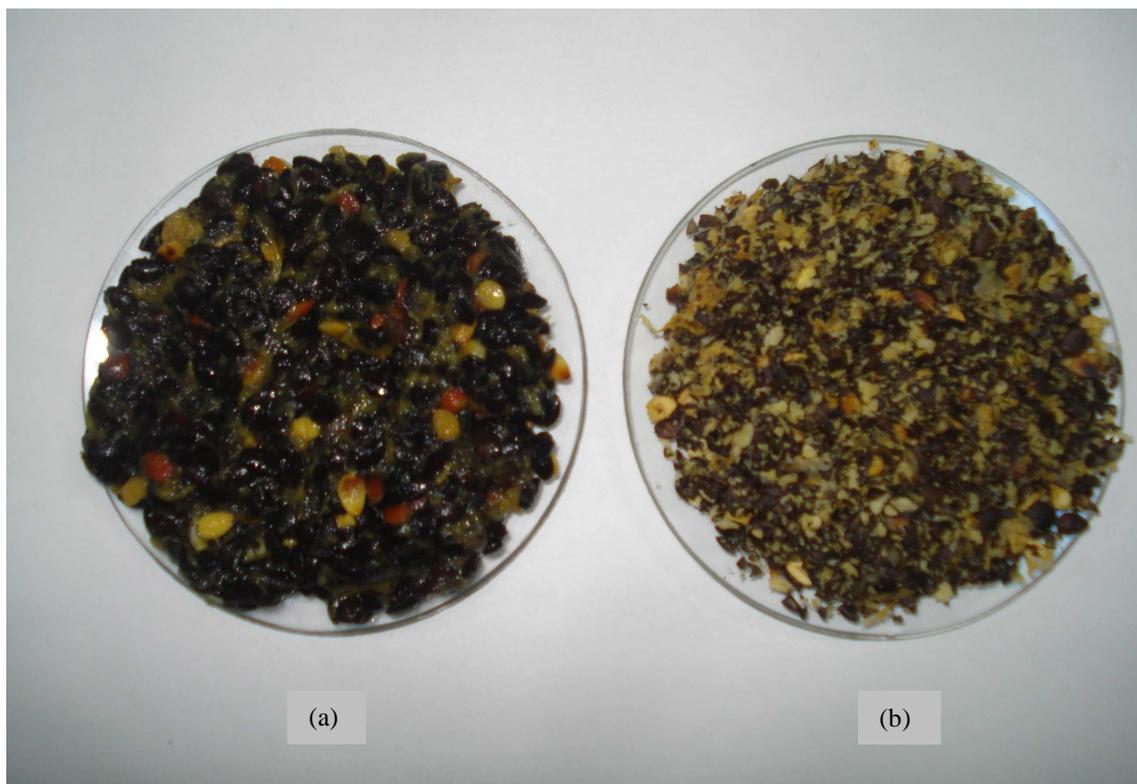


Figura 3.8: Resíduo do maracujá: a) *in natura* e b) produto seco à temperatura de 80 °C e velocidade de 10 m/s.

3.3.1. Teor de umidade

O teor de umidade do material *in natura* e o produto processado foram determinados usando o método de pesagem da estufa, à temperatura de 80° C, até atingir peso constante. Para um melhor controle de umidade dentro da estufa foi colocada uma bandeja com sílica gel no intuito de proteger as amostras de reumidificação quando as mesmas eram retiradas para pesagem. As amostras processadas foram colocadas em pesa-filtros de vidro previamente tarado, pesadas em triplicata e levadas a estufa. A primeira pesagem do material *in natura* e do processado foi realizada após 4 e 2 horas, respectivamente. Em seguida, a cada hora estas amostras eram retiradas da estufa e colocadas no dessecador por 30 minutos para que as mesmas atingissem a temperatura ambiente. O tempo total deste procedimento foi de aproximadamente 36 horas.

CAPÍTULO 4
RESULTADOS E
DISCUSSÕES

4. Resultados e discussões

Neste capítulo, são apresentados resultados relativos à identificação do processo para o secador rotatório, à sintonia e estratégia para a malha de controle de temperatura e às respostas de secagem com o processo operando em modo automático.

4.1. Identificação de Processo – Secador Rotatório

Para atender ao objetivo de controlar a temperatura do ar de alimentação do secador rotatório, é fundamental dispor de um modelo matemático capaz de descrever o comportamento dinâmico do processo e que permita o desenvolvimento de um sistema de controle adequado. A partir de um modelo bem estabelecido é possível definir uma malha de controle robusta e apta a contra-agir os efeitos de mudanças nas variáveis de entrada, mantendo a variável que se deseja controlar (variável de saída) num valor desejado (*setpoint*) durante a operação do processo (sistema de controle).

Nas Figuras 4.1 a 4.3, é possível observar um comparativo da resposta de temperatura do sistema (em termos de variáveis desvios) em relação ao modelo de segunda ordem estimado para a perturbação dada na forma de uma sequência ascendente de degraus, sendo o primeiro degrau com amplitude de 30% para o sinal de atuação da resistência elétrica, enquanto a amplitude dos outros degraus foi de 10%. Na realidade a escolha do percentual das perturbações não foi aleatória, primeiramente foram realizados alguns testes e verificou-se que as perturbações iniciadas a 10% não variava praticamente a temperatura, e deste modo definiu-se por iniciar com uma amplitude de 30%.

Pode-se verificar nas figuras 4.1 a 4.3, que para as perturbações com iguais amplitudes, o sistema responde com diferentes ganhos, o que permite deduzir que o mesmo apresenta um comportamento dinâmico não-linear. Este mesmo comportamento pode ser notado quando uma sequência descendente de degraus é aplicada como perturbação ao sistema, conforme pode ser visto nas Figuras 4.4 a 4.6.

Ainda com relação às Figuras 4.1 a 4.3, observam-se também, que o modelo matemático ajustado foi capaz de descrever de modo adequado os dados experimentais do comportamento dinâmico do processo para as diferentes velocidades do ar de secagem (7, 10 e 13 m/s, respectivamente). De forma análoga, as Figuras 4.4 a 4.6 o modelo ajustado apresentou resultados satisfatórios quando comparado aos dados experimentais, tendo-se neste caso perturbações em degraus negativos e as respectivas condições de velocidade citadas anteriormente.

Em todas as curvas ajustadas, decidiu-se realizar a estimação de parâmetros admitindo-se um ganho (K) para cada mudança degrau realizada. Esta consideração foi feita com base na observação de que o sistema responde com ganhos diferentes quando perturbações similares são introduzidas no processo.

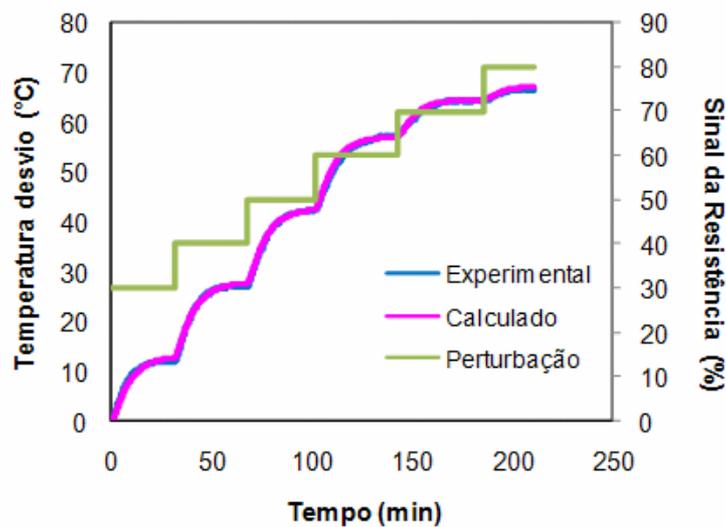


Figura 4.1 - Perturbação de degraus positivos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 7 m/s.

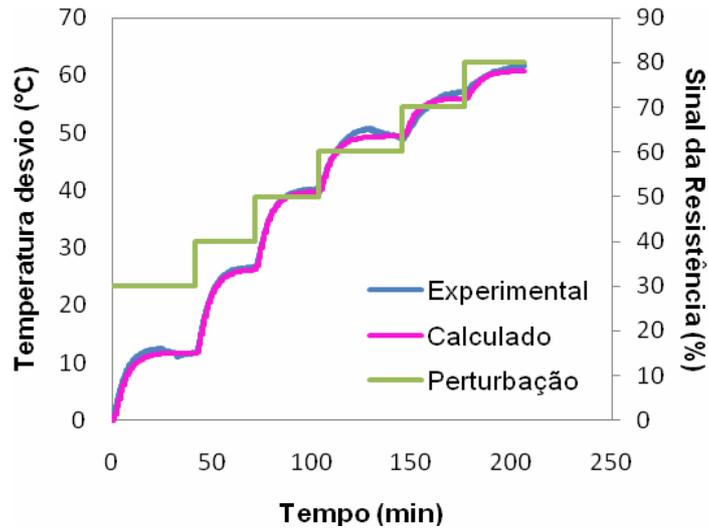


Figura 4.2 - Perturbação de degraus positivos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 10 m/s.

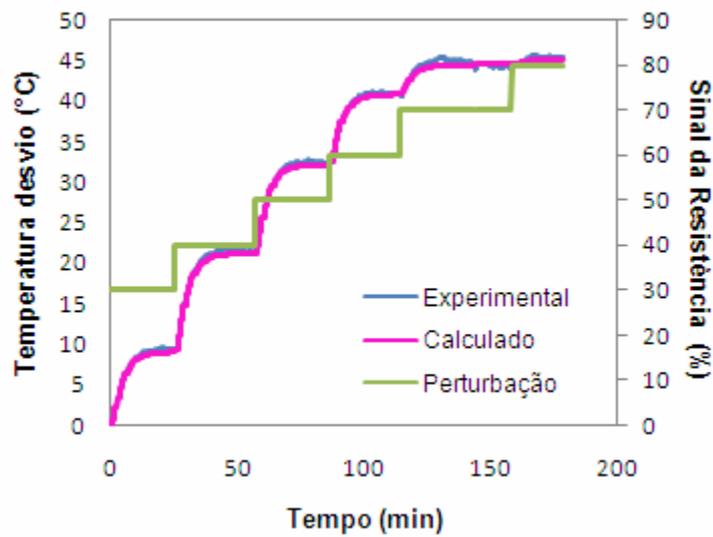


Figura 4.3 - Perturbação de degraus positivos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 13 m/s.

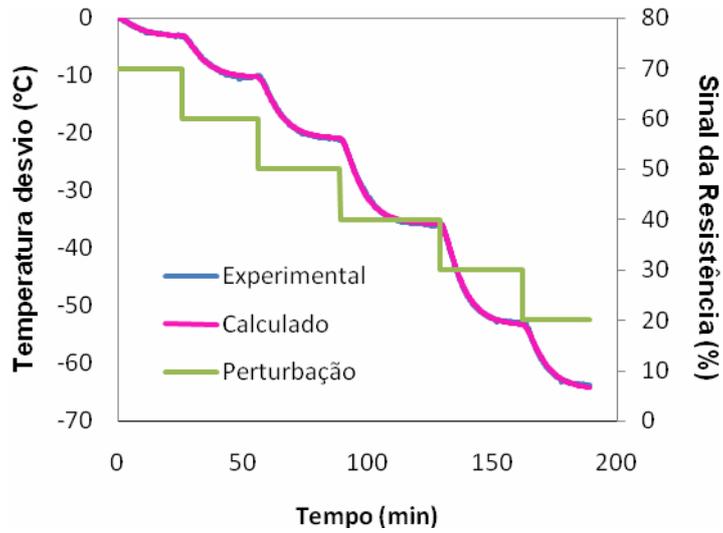


Figura 4.4 - Perturbação de degraus negativos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 7 m/s.

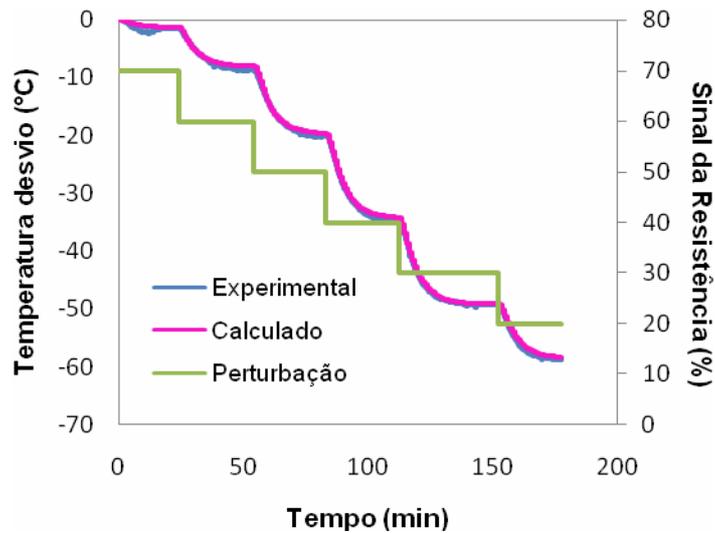


Figura 4.5 - Perturbação de degraus negativos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 10 m/s.

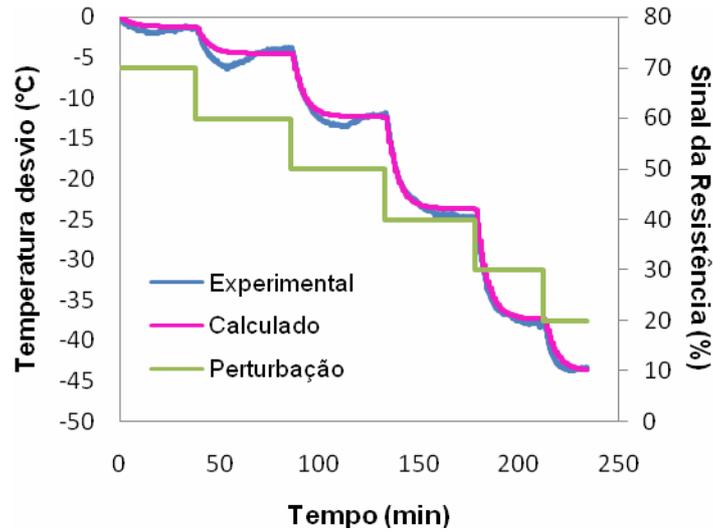


Figura 4.6 - Perturbação de degraus negativos na variável manipulada. Velocidade do ar de secagem de 13 m/s.

Nas Tabelas 4.1 e 4.2, encontram-se os valores estimados para os parâmetros de constante de tempo (τ_1 e τ_2) e para os ganhos (K) relativos a cada corrida experimental realizada para a identificação do processo, com perturbações positivas e negativas, respectivamente.

Tabela 4.1 – Parâmetros estimados do modelo para perturbações degraus positivos.

Parâmetros	Velocidade		
	7 m/s	10 m/s	13 m/s
τ_1	7,96	5,57	4,08
τ_2	1,71	1,15	0,74
K_1	0,43	0,39	0,30
K_2	1,47	1,45	1,21
K_3	1,48	1,35	1,09
K_4	1,45	0,96	0,86
K_5	0,75	0,66	0,36
K_6	0,27	0,47	0,06
Soma dos desvios quadráticos	434,69	1.437,86	525,42

Tabela 4.2 – Parâmetros estimados do modelo para perturbações degraus negativos.

Parâmetros	Velocidade		
	7 m/s	10 m/s	13 m/s
τ_1	7,08	6,03	5,31
τ_2	2,26	1,07	0,47
K_1	0,32	0,13	0,12
K_2	0,71	0,67	0,33
K_3	1,06	1,17	0,78
K_4	1,48	1,46	1,13
K_5	1,76	1,48	1,36
K_6	1,10	0,93	0,63
Soma dos desvios quadráticos	138,06	528,85	1.834,04

Conforme pode ser observado nas Tabelas 4.1 e 4.2, os valores de τ_1 e τ_2 apresentam valores próximos para a mesma velocidade. Em relação aos parâmetros de ganhos do processo, verifica-se uma tendência de menores valores de ganhos para a região de mais alta temperatura (K_5 e K_6 na Tabela 4.1 e K_1 e K_2 na Tabela 4.2). Observa-se também que a baixa temperatura (K_1 da Tabela 4.1 e K_6 da Tabela 4.2) os valores de ganhos tendem a diminuir e nas temperaturas intermediárias estes valores não são bem definidos.

A identificação do modelo, para a resposta da temperatura frente à mudança do sinal de atuação da resistência elétrica, pode ser admitida segundo uma aproximação que leve em consideração um valor médio dos ganhos (K) e dos parâmetros da constante de tempo (τ_1 e τ_2). Desta forma, é possível ter um modelo adaptativo em relação à condição de velocidade do ar de secagem para as constantes de tempo (τ_1 e τ_2). A partir das médias dos parâmetros estimados, os modelos aproximados (mostrados nas equações 4.1, 4.2 e 4.3) foram obtidos para as velocidades de 7, 10 e 13 m/s, respectivamente:

$$G_R \cdot G_P = \frac{1,03}{(7,52 \cdot s + 1)(1,99 \cdot s + 1)} \quad (4.1)$$

$$G_R \cdot G_P = \frac{0,93}{(5,80 \cdot s + 1)(1,11 \cdot s + 1)} \quad (4.2)$$

$$G_R \cdot G_P = \frac{0,69}{(4,70 \cdot s + 1)(0,61 \cdot s + 1)} \quad (4.3)$$

4.2. Estratégia e sintonia da malha de controle

4.2.1. Sintonia dos parâmetros do controlador

Como para cada condição de velocidade do ar de secagem foi identificado um modelo de processo, tem-se como consequência sintonias independentes para cada condição, podendo resultar na definição de uma estratégia adaptativa de controle. Desta forma, com os valores de K , τ_1 , τ_2 e τ , foi possível calcular, via equações 3.13, 3.14 e 3.15, os valores dos parâmetros do controlador PID para cada condição estudada, conforme apresentado na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Parâmetros sintonizados para o controlador PID.

Sintonia do PID	Trajetória com $\tau = 2$			Trajetória com $\tau = 5$			Trajetória com $\tau = 8$		
	Velocidade			Velocidade			Velocidade		
	7 m/s	10 m/s	13 m/s	7 m/s	10 m/s	13 m/s	7 m/s	10 m/s	13 m/s
K_C	4,64	3,72	3,85	1,85	1,49	1,54	1,16	0,93	0,96
τ_i	9,51	6,91	5,31	9,51	6,91	5,31	9,51	6,91	5,31
τ_d	1,57	0,94	0,54	1,57	0,94	0,54	1,57	0,94	0,54

É importante ressaltar que outras sintonias de controle poderiam ser testadas com esta abordagem de síntese direta, bastando para isto modificar a trajetória de resposta $q(s)$ e encontrar as novas relações de sintonia para os parâmetros do controlador.

4.2.2. Testes em malha fechada

Para avaliar o desempenho do controlador sintonizado, foram realizados testes de resposta do sistema em malha fechada buscando-se analisar o desempenho do controlador quando mudanças no *setpoint* e no distúrbio são introduzidas.

As Figuras 4.7 a 4.9 dizem respeito à resposta do sistema em malha fechada, quando mudanças foram estabelecidas no *setpoint*, utilizando-se o controlador em modo automático com os parâmetros definidos segundo a sintonia apresentada previamente e admitindo-se na síntese direta uma trajetória de primeira ordem com $\tau = 2$. É possível verificar em tais resultados que o controlador, em algumas situações, atingiu a saturação de atuação da resistência elétrica, de modo que a resposta dinâmica da temperatura em malha fechada apresentou sobre-sinal.

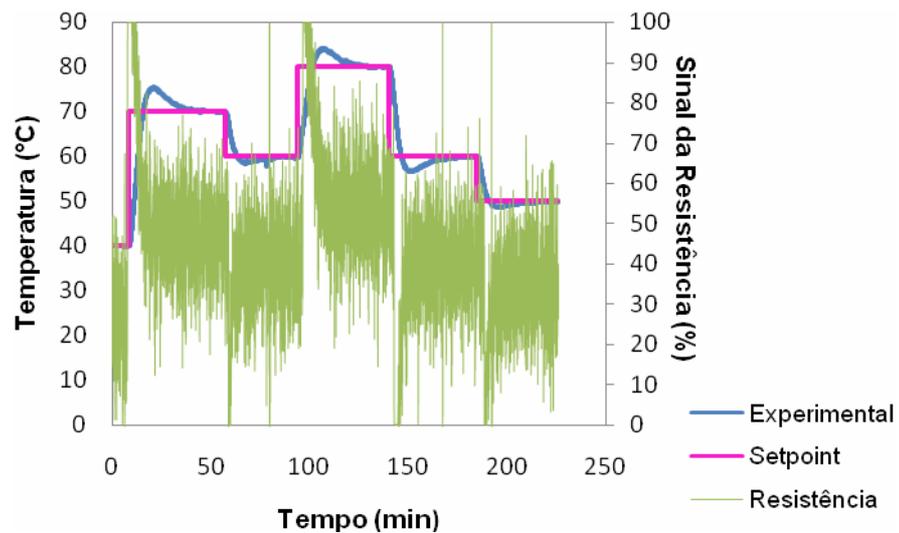


Figura 4.7 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 2$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 7 m/s.

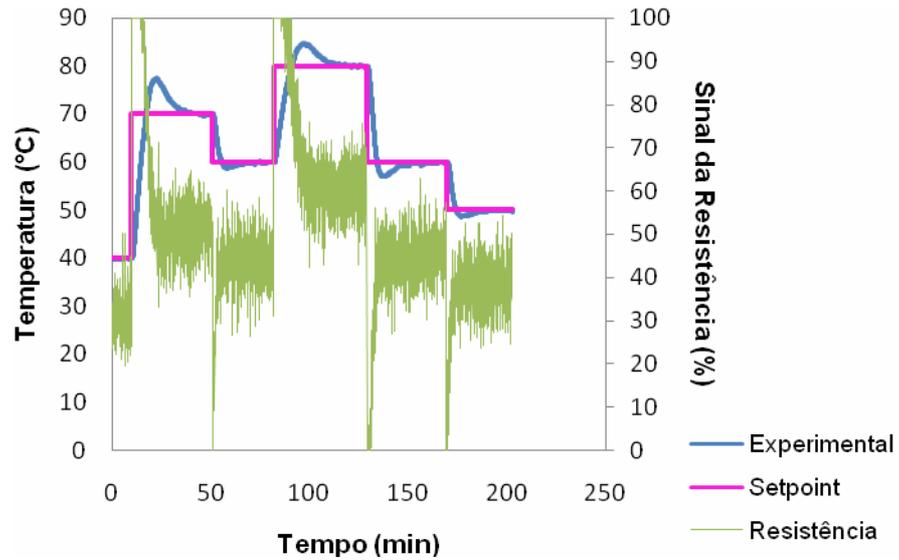


Figura 4.8 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 2$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 10 m/s.

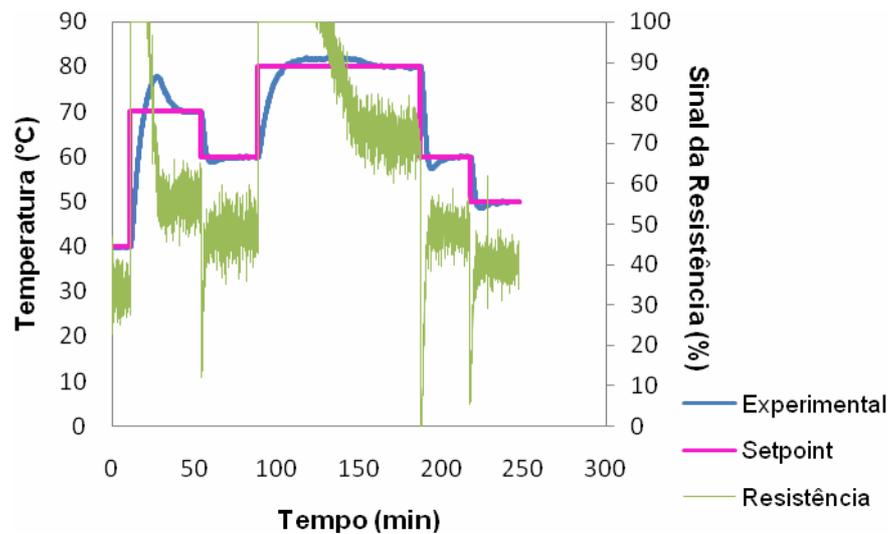


Figura 4.9 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 2$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 13 m/s.

Embora tenha ocorrido o sobre-sinal, pode-se notar que em todas as perturbações a temperatura do ar de secagem evoluiu para o valor desejado (*setpoint*) sem deixar praticamente erro (*offset*) ao atingir os novos estados estacionários e com um tempo de acomodação satisfatório.

Nas Figuras 4.10 a 4.12 são apresentadas as respostas do sistema em malha fechada frente a mudanças no *setpoint*, tendo-se o controlador em modo automático com os parâmetros definidos segundo a síntese direta com trajetória de primeira ordem e com $\tau = 5$. Estes resultados demonstram que o controlador atingiu a saturação de atuação da resistência elétrica apenas na velocidade de 13 m/s e a resposta dinâmica da temperatura em malha fechada apresentou sobre-sinal com um valor de máximo inferior ao observado nos casos anteriores (Figura 4.7 a 4.9). Também, pode-se observar que a temperatura do ar de secagem evoluiu em direção ao *setpoint* em todas as mudanças realizadas, sem deixar erro aparente.

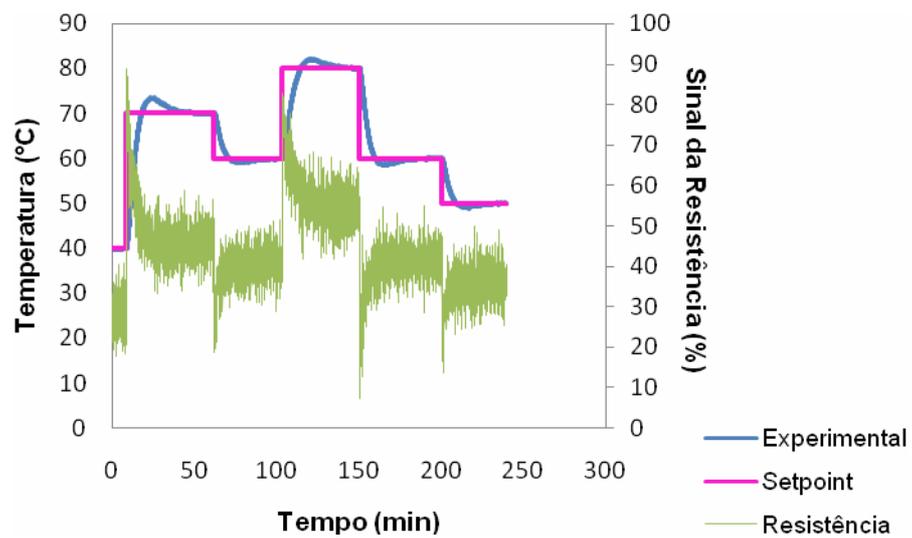


Figura 4.10 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 5$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 7 m/s.

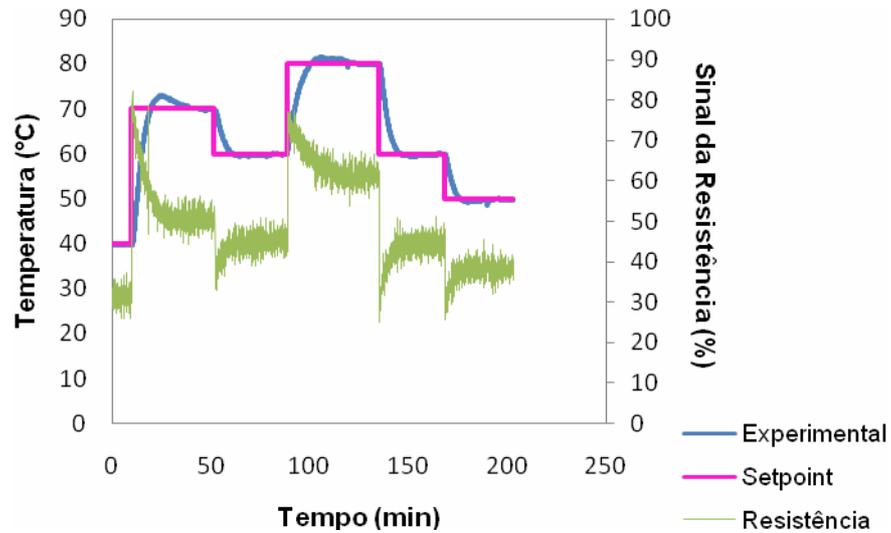


Figura 4.11 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 5$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 10 m/s.

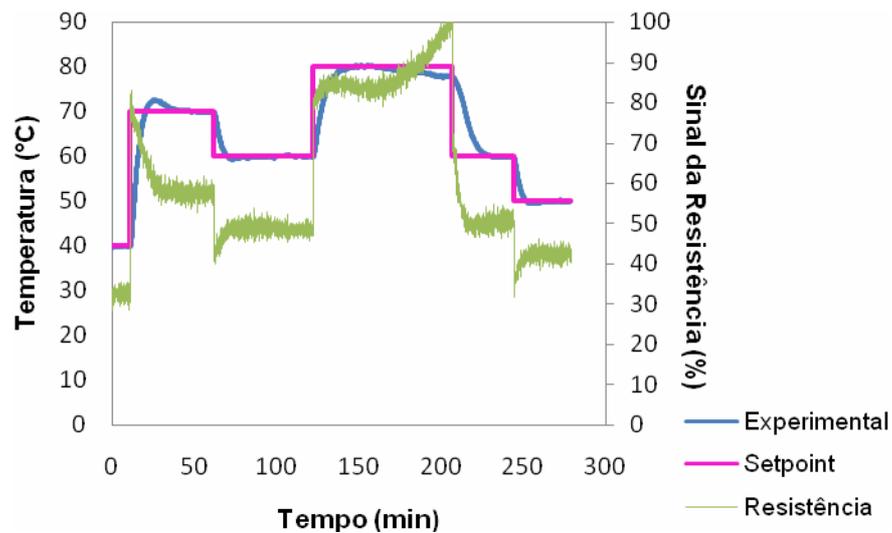


Figura 4.12 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 5$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 13 m/s.

Nas Figuras 4.13 a 4.15 são apresentadas as respostas do sistema em malha fechada frente a mudanças no *setpoint*, tendo-se o controlador em modo automático com os parâmetros definidos segundo a síntese direta com trajetória de primeira ordem e com $\tau = 8$. Estes resultados demonstram que o controlador não atingiu saturação da resistência elétrica e a resposta dinâmica da temperatura em malha fechada praticamente não apresentou sobre-sinal. Pode-se observar também, que a temperatura do ar de

secagem evoluiu em direção ao *setpoint* em todas as mudanças realizadas, sem deixar erro aparente.

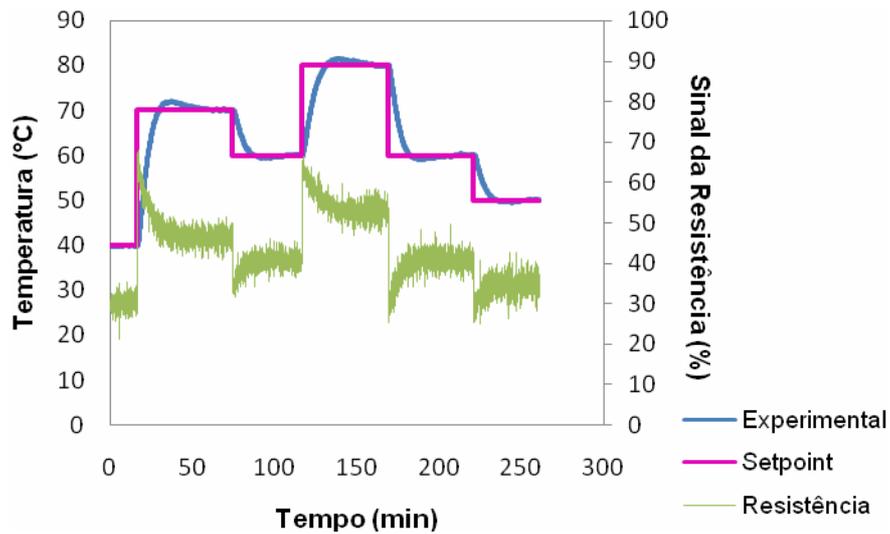


Figura 4.13 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 8$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 7 m/s.

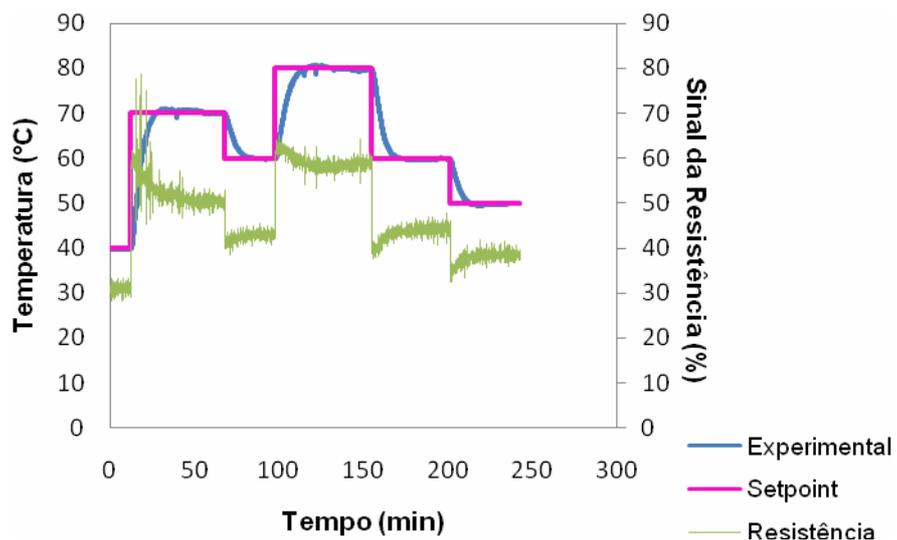


Figura 4.14 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 8$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 10 m/s.

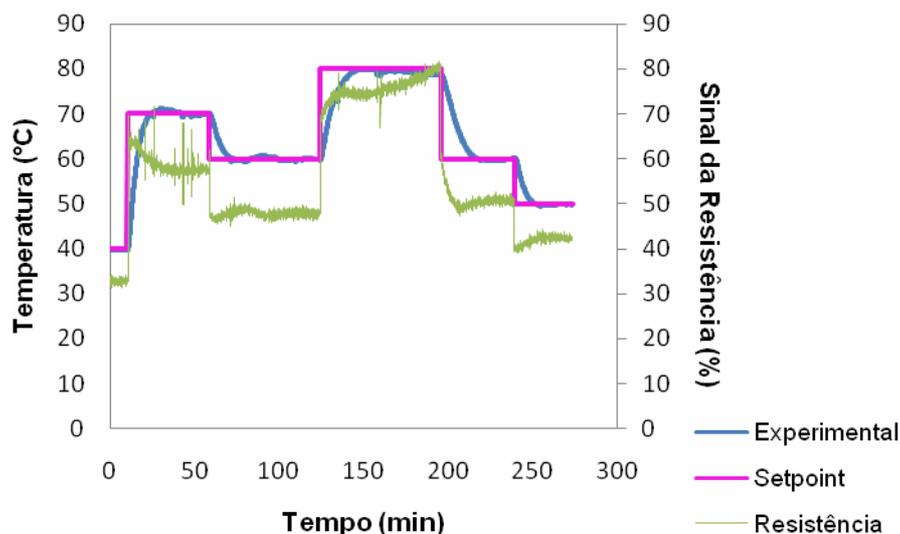


Figura 4.15 - Desempenho do controlador com trajetória $\tau = 8$. Condição operacional de velocidade do ar de secagem de 13 m/s.

A fim de conhecer qual o melhor valor para a constante de tempo da trajetória especificada, foram calculados os índices de desempenho do controlador PID baseado nos seguintes critérios: integral do erro absoluto (IAE), integral do erro absoluto ponderado pelo tempo (ITAE), integral do erro quadrático (ISE) e integral do erro quadrático ponderado pelo tempo (ITSE), cujos resultados encontram-se listados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Índice de desempenho do controlador PID.

Trajetória	Velocidade	Critérios de erro			
		IAE	ITAE	ISE	ITSE
$\tau = 2$	7 m/s	529,921	46.968,655	5.738,519	396.777,972
	10 m/s	495,105	36.578,725	5.593,996	327.466,363
	13 m/s	549,910	48.471,893	5.829,061	396.424,460
$\tau = 5$	7 m/s	524,446	48.323,181	6.168,641	452.091,332
	10 m/s	453,188	35.761,365	5.466,973	349.493,866
	13 m/s	582,577	76.758,053	6.654,473	748.831,392
$\tau = 8$	7 m/s	595,184	63.440,804	7.349,277	640.678,238
	10 m/s	540,594	50.428,721	6.926,574	523.214,368
	13 m/s	619,259	76.838,510	7.384,475	773.806,646

Através da Tabela 4.4, pode-se observar que a sintonia com $\tau = 8$ obteve o pior índice de desempenho do controlador para todos os critérios de erro estudados, embora não tenha apresentado *overshoot*. Isto ocorre devido ao controlador responder de forma mais lenta as perturbações realizadas no *setpoint*. Comparando as sintonias com $\tau = 2$ e $\tau = 5$, observa-se que para algumas condições operacionais, a sintonia com $\tau = 2$ apresentou um melhor desempenho e para outras condições, a sintonia com $\tau = 5$ mostrou desempenho superior. Assim, aparentemente, essas duas sintonias apresentam desempenho satisfatório.

Para avaliar o desempenho do controlador no que se refere a sua capacidade regulatória, decidiu-se fazer ensaios de secagem com carga de material buscando-se nestes ensaios não só testar o controlador, mas também acompanhar o desempenho do secador com a estratégia de operação considerada. Na seção seguinte são apresentados tais resultados.

4.3. Experimentos com carga na unidade de secagem

Neste trabalho foram realizados experimentos fixando a temperatura do ar na entrada do secador e rotação do tambor, variando a velocidade do ar de secagem. Para cada ensaio, a alimentação do material no secador só foi iniciada quando a temperatura do ar na entrada do túnel de secagem atingiu o *setpoint* desejado. Na Tabela 4.5 são apresentados os dados gerais de operação para tais ensaios e os resultados da eficiência de secagem.

Tabela 4.5 – Dados operacionais e resultados de eficiência para os ensaios de secagem.

Variável	Experimento 01	Experimento 02	Experimento 03
Velocidade do gás (m/s)	7	10	13
Rotação do cilindro (RPM)	38	38	38
Temperatura do <i>Setpoint</i> (°C)	80	80	80
Umidade inicial do Produto em base úmida (%)	43	40	45
Umidade final do produto em base úmida (%)	4	5	16
Taxa média de produção (g/min.)	0,64	2,39	3,94
Rendimento (%)	46	72	73,5
Taxa de Secagem (g/min.)	0,25	0,84	1,14

Fazendo-se uma avaliação da capacidade regulatória do controle de temperatura (considerando trajetória com $\tau = 2$), é possível observar na Figura 4.16 que a temperatura de alimentação do gás se manteve estável no valor de interesse para os ensaios a 7 m/s e 10 m/s. No caso do ensaio a 13 m/s, nota-se uma pequena oscilação da temperatura em torno do *setpoint*, mas não muito significativa. Este resultado vem demonstrar que o controlador apresenta satisfatória capacidade regulatória.

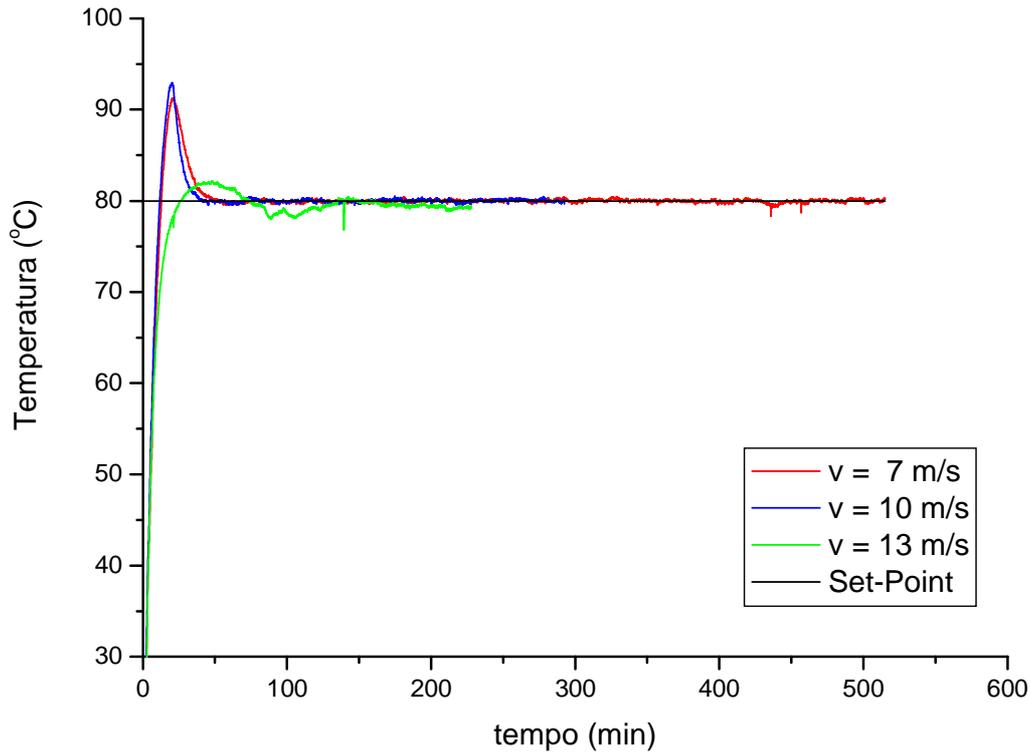


Figura 4.16 - Controle regulatório da temperatura do ar de alimentação para os ensaios com carga.

Para os experimentos realizados pode-se observar através da Tabela 4.6, que o controlador teve um melhor desempenho com a velocidade do gás de secagem igual a 10 m/s, para todos os critérios de erro estudado.

Tabela 4.6 – Índice de desempenho do controlador PID para a trajetória de primeira ordem com $\tau = 2$.

Velocidade	Critérios de erro			
	IAE	ITAE	ISE	ITSE
7 m/s	540,271	8.337,094	15.435,923	69.840,741
10 m/s	484,832	7.545,109	13.530,667	59.076,910
13 m/s	582,868	19.990,176	15.222,010	65.805,707

Nas Figuras 4.17 a 4.19, observa-se a evolução da umidade e da temperatura do ar na saída do secador. Os resultados mostram claramente um aumento de umidade do ar, exatamente após a alimentação de material, passando por um máximo e retornando para a condição de mais baixa umidade onde nova alimentação de material era feita. De

modo análogo ao comportamento da umidade do gás na saída, também a temperatura do ar na saída apresentou um comportamento de evolução correlacionado à alimentação de material no secador, ocorrendo uma redução na temperatura do ar de saída nos instantes de alimentação do material. Esta evolução ocorreu devido ao contato do material com ar quente, onde o material perde água fazendo com que o ar de secagem ganhe umidade, influenciando tanto a umidade quanto a temperatura do ar na saída do secador.

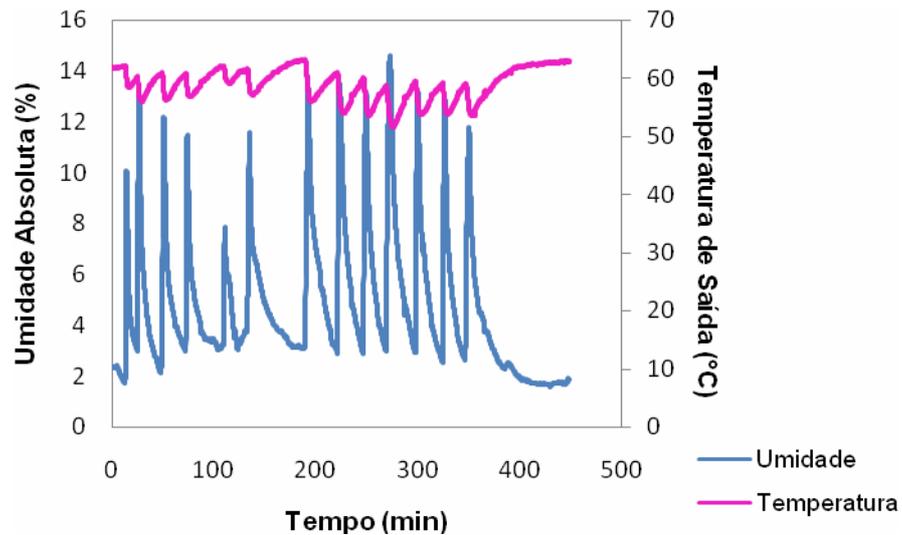


Figura 4.17 – Evolução da umidade absoluta do ar de saída e da temperatura do ar de saída – ensaio a 7 m/s.

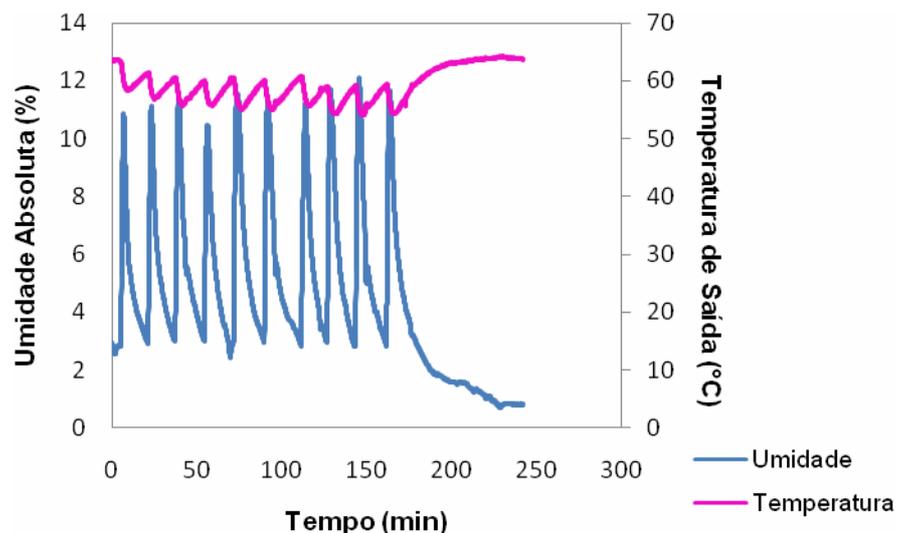


Figura 4.18 – Evolução da umidade absoluta do ar de saída e da temperatura do ar de saída – ensaio a 10 m/s.

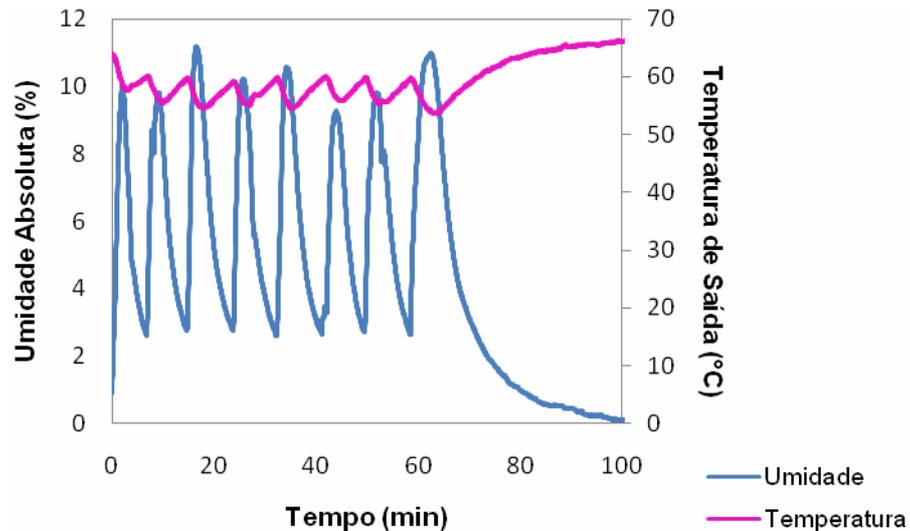


Figura 4.19 – Evolução da umidade absoluta do ar de saída e da temperatura do ar de saída – ensaio a 13 m/s.

Na Figura 4.20, observa-se a evolução da totalização do material processado no secador para as três condições de velocidade do ar de secagem. Cabe salientar que a umidade do material *in natura* utilizado nos ensaios de secagem foi de aproximadamente 43% em base úmida, enquanto a umidade média do material obtido nas condições de velocidade do ar de secagem 7, 10 e 13m/s foram de 4%, 5% e 16% em base úmida, respectivamente. Desta forma, conforme pode ser visto na Figura 4.20, embora a evolução na totalização de material processado tenha sido melhor para o ensaio com velocidade de 13 m/s, o material recolhido apresentou maior umidade (16%). Isto pode ser explicado com base no fato de que com tal velocidade do ar, o material foi arrastado do secador com um menor tempo de residência. Efeito contrário pode ser observado no ensaio com velocidade de 7 m/s, onde houve uma evolução muito lenta da totalização do material, porém o material obtido apresentou a menor umidade (4%). Nesta velocidade, ocorreu um acúmulo significativo de material seco no túnel de secagem em razão do ar não apresentar capacidade de arraste do material para o ciclone. Na condição intermediária de velocidade do ar (10 m/s), tanto a evolução na totalização quanto a umidade do material obtido apresentaram resultados bastante satisfatórios.

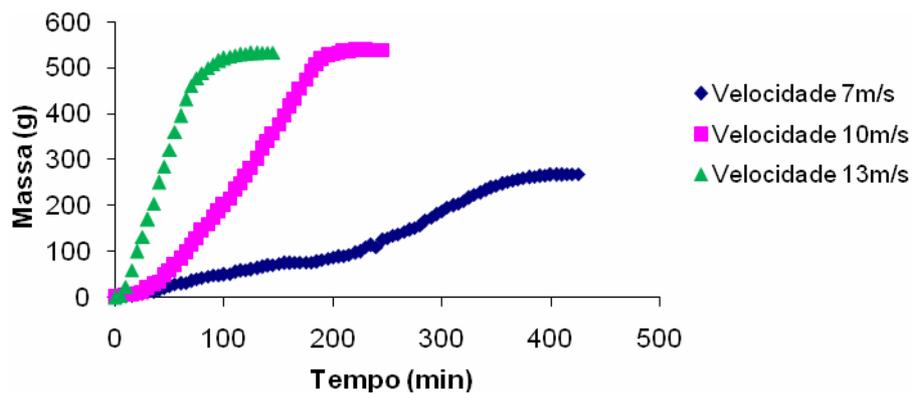


Figura 4.20 – Evolução da totalização mássica do material processado durante os ensaios de secagem.

CAPÍTULO 5
CONCLUSÃO

5. Conclusão

A implementação do sistema de aquisição de dados para o controle e monitoramento das variáveis mais relevantes do processo foi obtida com sucesso.

O modelo matemático empírico que melhor descreveu a temperatura do ar de alimentação (quando perturbações degrau em malha aberta foram aplicadas no sinal da resistência elétrica) foi o de segunda ordem, onde o sistema apresentou um comportamento dinâmico não-linear.

O controlador PID implementado foi sintonizado a partir do método de síntese direta admitindo uma trajetória de primeira ordem com $\tau = 2$, $\tau = 5$ e $\tau = 8$. Tais sintonias foram testadas em malha fechada para as velocidades de alimentação do gás de 7, 10 e 13m/s.

Nos experimentos com carga, o controlador sintonizado pela trajetória de primeira ordem ($\tau = 2$) atuou em modo automático de forma satisfatória, conduzindo a temperatura do ar de secagem ao valor desejado (80°C) e regulando tal variável sem deixar praticamente erro (*offset*).

Testes de secagem do resíduo de maracujá foram realizados com o controlador em modo automático e nas condições de velocidade do ar de 7, 10 e 13m/s. Os melhores resultados de secagem ocorreram na velocidade do ar de 10 m/s para uma produção média de 2,39 g/min. e umidade final do produto (em base úmida) de 5%. Pois, a taxa de secagem para essa velocidade foi de aproximadamente 74% em relação à velocidade de 13 m/s e a umidade foi reduzida de um terço do seu valor. A produção média para as velocidades de 7 e 13 m/s foram de 0,64 e 3,39 g/min., com umidade de 4% e 16% (em base úmida), respectivamente.

5.1. Sugestões para trabalhos futuros

- Controlar a temperatura do gás na saída do secador ao invés da entrada, com o intuito de fazer um comparativo identificando a melhor opção de controle para obter o material na especificação de interesse.
- Realizar experimentos de secagem utilizando outros materiais.
- Implementar um sistema de controle adaptativo.
- Implementar um sistema contínuo para a alimentação do material.

***REFERÊNCIAS
BIBLIOGRÁFICAS***

Referências bibliográficas

ALMEIDA, A. F.; ALFANO, C.; LIMA, E. L.; EMBIRUÇU, M. Sintonia de controladores PID. In: ENCONTRO DE ENGENHARIA DE PROCESSOS DO MERCOSUL, 2, Florianópolis. *Anais...* – Florianópolis: Empromer 99, 1999.

ARJONA, R.; OLLERO, P.; VIDAL F. B. Automation of an olive waste industrial rotary dryer. *Journal of Food Engineering*, v. 68, p. 239-247, 2005.

BRIENS, L.; SMITH, R.; BRIENS, C. Monitoring of a rotary dryer using acoustic emissions. *Powder Technology*, 181, 115 – 120, 2008.

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

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

CAON JR., K. R. *Controladores PID industriais com sintonia automática por realimentação a relé*. Dissertação de Mestrado, USP, São Paulo, 1999.

CORREA, J. R. P.; CUBILLOS, F.; ZAVALA, E.; SHENE C.; ALVAREZ P. I. Dynamic simulation and control of direct rotary dryers. *Food Control*, v. 9, n. 4, p. 195-203, 1998.

FERREIRA, E. M. F. M. C. *Identificação e controle de processos biotecnológicos*, Portugal. Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Química, Universidade do Porto, 1995.

HONORATO, G. C. *Concepção de um secador rotatório para secagem do cefalotórax do camarão*. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2006.

IGUAZ, A.; ESNOZ, A.; MARTÍNEZ, G.; LÓPEZ, A.; VÍRSEDA, P. Mathematical modelling and simulation for the drying process of vegetable wholesale by-products in a rotary dryer. *Journal of Food Engineering*, v. 59, p. 151-160, 2003.

JOVER, C.; ALASTRUEY C. F. Multivariable control for an industrial rotary dryer. *Food Control*, v. 17, p. 653-659, 2006.

KIRANOUDIS, C. T.; MAROULIS, Z. B.; KOURIS D. M. Drying of solids: selection of some continuous operation dryer types. *Computers chem. Engng*, v. 20, p. 177-182, 1996.

MATTA, P. C.; FILETI, A. M. F.; SILVA, F. V. Estudo comparativo e desenvolvimento de controladores PID e PI aplicados em um sistema de refrigeração. UNICAMP, Departamento de Engenharia de Sistemas, Campinas, SP, 2008.

OGATA, K. *Engenharia de controle moderno*. 2.ed. Rio de Janeiro: Prentice Hall do Brasil, 929p, 1985.

OGUNNAIKE, B. A.; RAY, W. H. *Process dynamics, modeling, and control*, Editora Copyright, 1994.

OLIVEIRA, J. A. Particle Swarm optimization – PSO em linguagem Fortran F90, código aberto, 2005.

ORTEGA, M. G.; CASTAÑO, F.; VARGAS, M.; RUBIO, F. R. Multivariable robust control of a rotary dryer: analysis and design. *Control Engineering Practice*, v. 15, p. 487-500, 2007.

PAVANELLI, P. E. *Controle e monitoramento em tempo real do regime de jorro estável através da análise espectral*. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, 2006.

PELEGRINA, A. H.; ELUSTONDO, M. P.; URBICAIN, M. J. Design of a semi-continuous rotary drier for vegetables. *Journal of Food Engineering*, v. 37, p. 293-304, 1998.

PELEGRINA, A. H.; ELUSTONDO, M. P.; URBICAIN, M. J. Setting the operating conditions of a vegetables rotatory drier the response surface method. *Journal of Food Engineering*, v. 54, p. 59-62, 2002.

REN, D.; YAO, J.; WANG Y. Dryer surface temperature control system based on improved self-adaptive fuzzy smith prediction controller. College of Manufacturing Science and Engineering, Sichuan University, China, 2005.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F; MELLICHAMP, D. A. *Process dynamics, and control*. Editora John Wiley & Sons, 1989.

SILVA, E. C. M.; OLIVEIRA, B. S.; RIUL, J. A.; SILVA, S. A. Projeto de controladores proporcionais derivativos via alocação de pólos para um atuador eletropneumático. *Rev. Ciênc. Exatas*, Taubaté, v. 13, n.1, p. 69-75, 2007.

TRAJANO, M. F.; MELLO, V. S.; FAUSTINO, L. S. M.; MOTTA, J. M.; CARNEIRO, K. A. A. Reaproveitamento da semente de maracujá para biocombustíveis. 2º Simpósio Nacional de Biocombustíveis, Recife/PE, 2009.

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)