UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA ELÉTRICA

RAFAEL FREDERICO FONSECA

Sistema de Controle de Fluxo, Temperatura
e Umidade Relativa do Ar para Processos
de Fermentação em Estado Sólido

São Carlos
2012

RAFAEL FREDERICO FONSECA

Sistema de Controle de Fluxo, Temperatura e Umidade Relativa do Ar para Processos de Fermentação em Estado Sólido

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo (USP/EESC), como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Ciências, Programa de Engenharia Elétrica.

Área de concentração: Sistemas Dinâmicos

Orientador: Professor Rodrigo Andrade Ramos

São Carlos
2012

Trata-se da versão corrigida da dissertação. A versão original se encontra disponível na EESC/USP que aloja o Programa de Pós-Graduação de Engenharia Elétrica.

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

I676c Fonseca, Rafael Frederico
 Sistema de controle de fluxo, temperatura e umidade
 relativa do ar para processos de fermentação em estado
 sólido / Rafael Frederico Fonseca ; orientador Rodrigo
 Andrade Ramos. São Carlos, 2012.

 Dissertação (Mestrado - Programa de Pós-Graduação em
 Engenharia Elétrica e Área de Concentração em Sistemas
 Dinâmicos)-- Escola de Engenharia de São Carlos da
 Universidade de São Paulo, 2012.

 1. Sistemas de controle. 2. Controlador PI. 3.
 Metodologia LMI. 4. Algoritmo VK. 5. Automação de
 biorreatores. 5. Fermentação em estado sólido. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **RAFAEL FREDERICO FONSECA**.

Título da dissertação: "Sistema de controle de fluxo, temperatura e umidade relativa do ar para processos de fermentação em estado sólido".

Data da defesa: 27/02/2012

Comissão Julgadora:

Resultado:

Prof. Dr. **Rodrigo Andrade Ramos (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

APROVADO

Prof. Dr. **Roman Kuiava**
(Universidade Federal do Paraná)

APROVADO

Prof. Dr. **Wu Hong Kwong**
(Universidade Federal de São Carlos)

Aprovado

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica:
Prof. Titular **Denis Vinicius Coury**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:
Prof. Associado **Paulo Cesar Lima Segantine**

Protocolo nº 123456789
Serviço de Pós-Graduação
EESC/USP
27/02/2012

Agradecimentos

Agradeço a Deus e a Jesus Cristo por mais essa oportunidade de aprendizado e crescimento.

Agradeço aos meus pais, Rosangela e Eraldo, e também aos meus avós, Reinaldo e Lourdes, por todo carinho e apoio que me têm dado para cumprir mais essa etapa de minha vida.

Agradeço ao professor Dr. Rodrigo Andrade Ramos pelo apoio na execução desse trabalho. Agradeço aos pesquisadores Dr. Victor Bertucci-Neto e Dra. Cristiane Sanchez Farinas, da Embrapa Instrumentação, por toda ajuda recebida.

Agradeço a todos do Laboratório de Agroenergia pela paciência e consideração que tiveram comigo ao longo desses três anos de convívio.

Agradeço também ao CNPq pela bolsa concedida, sem a qual a realização desse trabalho teria sido muito difícil.

Resumo

Os processos de fermentação em estado sólido (FES) existem há muitos séculos nas civilizações orientais, onde têm sido amplamente utilizados na produção de gêneros alimentícios. No ocidente, a indústria tem trabalhado preferencialmente com os processos de Fermentação Submersa (FS) porque, devido ao meio ser aquoso, existem facilidades para se controlar esse tipo de processo. No entanto, novas demandas (tais como o tratamento de resíduos sólidos) não são inteiramente contempladas pela FS. Por outro lado, os processos de FES podem ser descritos como o crescimento de microorganismos em substratos sólidos na ausência de água livre, podendo suprir essas demandas. Entretanto, também devido a essa característica, a maior dificuldade encontrada é o controle das variáveis internas do biorreator (como, por exemplo, a remoção do calor produzido pela atividade biológica). As pesquisas nesse campo mostram que essa remoção é mais fácil através das trocas pelo ar, por causa das dificuldades de condução térmica em meio sólido. Portanto, torna-se necessário o desenvolvimento de sistemas de controle da aeração que permitam a avaliação dos processos em escala de bancada, diminuindo assim o número de incertezas na modelagem e simulação do processo. Com melhores modelos do processo em escala de bancada, torna-se mais fácil o controle da temperatura no leito de um biorreator de maior escala. Esse trabalho tem por objetivo aplicar uma técnica de controle robusto que seja capaz de garantir os índices de desempenho do sistema em toda a faixa operacional do fluxo e da temperatura ar do biorreator. A planta do sistema foi modelada em nove diferentes condições de temperatura e aeração através de modelos de primeira ordem sem atraso. Esses índices são: tempo de acomodação inferior a 12000 segundo e sobressinal inferior a 10%. O controlador utilizado foi do tipo Proporcional Integrativo (PI). Esse controlador foi sintonizado utilizando a metodologia LMI (do inglês Linear Matrix Inequalities) ou Desigualdades Matriciais Lineares, através das restrições elaboradas no algoritmo iterativo V-K. Os resultados da implementação mostram que as restrições utilizadas no algoritmo são capazes de sintonizar o controlador, mesmo não se conhecendo todas as dinâmicas do sistema de aeração.

Palavras chave: Controlador PI, metodologia LMI, algoritmo VK, automação de biorreatores, fermentação em estado sólido.

Abstract

The solid-state fermentation (SSF) processes have existed for centuries in Eastern civilizations and have been widely used in the production of foodstuffs. In Western, the industry has worked preferably with the submerged fermentation (SF) processes, because it occurs in aqueous medium and it facilitates the bioreactor control. However, new demands, such as solid waste management, are not fully covered by FS. On the other hand, the processes of FES can be described as the growth of microorganisms on solid substrates in the absence of free water, which can meet this demand. But because of this characteristic, the greater difficulty is the bioreactor's internal variables control and the major one the removal of the heat produced by biological activity. Researches in this field show that removal is easier through air exchange, because of the difficulties of thermal conduction in a solid medium. Therefore, it becomes necessary to develop an aeration control system that allows processes evaluation in bench scale, thereby reducing the number of uncertainties in modeling and simulation process. Thus, facilitating the temperature control of a larger-scale bioreactor's bed. The aim of this work is to apply a robust control technique that guarantees the system's performance indexes throughout the air flow and temperature operational range. The plant was modeled on a first-order system without delay, at nine different conditions of temperature and aeration. These indexes are: settling time less than 12000 seconds and overshoot less than 10%. The controller used was a Proportional Integrative (PI) type. This controller was tuned using the LMI methodology (Linear Matrix Inequalities) through the V-K iterative algorithm restrictions. The implementation results show that the restrictions used in the algorithm are able to tune the controller, even not knowing all the dynamics of the aeration system.

Keywords: PI controller, LMI methodology, V-K algorithm, bioreactor's automation, solid-state fermentation.

Lista de Figuras

Figura 1.1: Biorreator do tipo colunas aeradas.....	24
Figura 1.2: Tambor rotativo utilizado nos estudos de Lindenfelser e Ciegler (1975).....	25
Figura 1.3: Tambor rotativo utilizado por Nagel (2001).	25
Figura 1.4: Biorreator do tipo Koji.....	26
Figura 1.5: Visão geral do biorreator não agitado com aeração forçada.....	27
Figura 1.6: Planta piloto de um biorreator de leito mixado.....	28
Figura 1.7: Diagrama esquemático da estratégia de controle da temperatura no leito de um biorreator do tipo tambor rotativo	30
Figura 1.8 (a) e (b): Resultado obtido com o resfriamento evaporativo.....	30
Figura 1.9: Diagrama esquemático do sistema utilizado por Sargantis (1993).....	31
Figura 1.10: Comparação dos resultados experimentais com as simulações.	32
Figura 1.11: Diagrama esquemático do sistema.....	33
Figura 1.12: Resposta de controle obtida pelo sistema..	33
Figura 1.13: Temperatura no leito do biorreator em diferentes alturas.	34
Figura 1.14: Montagem do biorreator com pás misturadoras.....	35
Figura 1.15: Diagrama de blocos do sistema de aeração utilizado nos experimentos.....	35
Figura 1.16: Controlador de fluxo de ar ou temperatura da parede do biorreator com estimador de entalpia do processo.....	36
Figura 1.17: Resultados obtidos pelas técnicas de condução térmica (a) e resfriamento evaporativo (b).....	37
Figura 1.18: Relações entre a atividade enzimática com o fluxo de ar a umidade inicial do substrato.....	39
Figura 1.19: Relações entre a atividade enzimática com o fluxo de ar a umidade relativa do ar.	39
Figura 1.20: Análise de um processo fermentativo em malha aberta.....	39
Figura 1.21: Sistema de controle realimentado	40
Figura 1.22: Planta compensada com controlador PI.....	40
Figura 1.23: Ilustração da obtenção dos parâmetros de um controlador PID através do método de Ziegler-Nichols.	41
Figura 1.24: Possível sistema de controle a ser empregado em processos de FES, onde $H(s)$ pode ser um observador de estados.	42
Figura 2.1: Diagrama de partes constituintes do sistema de aeração do biorreator de FES.....	46
Figura 2.2: Esquema funcional de uma coluna de fermentação	47
Figura 2.3: Diagrama de blocos do sistema de aeração do biorreator em malha aberta.	48
Figura 2.4: Curvas psicrométricas. Fonte: Programa Psicalc.....	48
Figura 2.5: Ilustração da entrada aplicada e da saída esperada nesse trabalho	49
Figura 2.6: Diagrama em blocos de um sistema dinâmico.....	50
Figura 2.7: Representação em espaço de estados do sistema em estudo.....	51
Figura 2.8: Resposta ao degrau de um sistema de primeira ordem	52
Figura 2.9: Respostas obtidas dos experimentos para a modelagem do sistema.....	54
Figura 2.10: Representação do ganho da planta em função do fluxo de ar.....	55

Figura 2.11: Resultados do experimento de avaliação da resposta da planta	56
Figura 2.12: Umidade relativa na saída da planta versus ação de controle	57
Figura 2.13: Resposta de umidade relativa para a planta 12 mL.min^{-1} sob temperatura de 20°C	58
Figura 2.14: Resposta de umidade relativa para a planta 12 mL.min^{-1} sob temperatura de 27°C	59
Figura 2.15: Resposta de umidade relativa para a planta 12 mL.min^{-1} sob temperatura de 32°C	59
Figura 2.16: Resposta de umidade relativa para a planta 24 mL.min^{-1} sob temperatura de 20°C	60
Figura 2.17: Resposta de umidade relativa para a planta 24 mL.min^{-1} sob temperatura de 27°C	60
Figura 2.18: Resposta de umidade relativa para a planta 24 mL.min^{-1} sob temperatura de 32°C	61
Figura 2.19: Resposta de umidade relativa para a planta 36 mL.min^{-1} sob temperatura de 20°C	61
Figura 2.20: Resposta de umidade relativa para a planta 36 mL.min^{-1} sob temperatura de 27°C	62
Figura 2.21: Resposta de umidade relativa para a planta 36 mL.min^{-1} sob temperatura de 32°C	62
Figura 2.22: Comparação entre os modelos levantados e os resultados experimentais.....	63
Figura 3.1: Sistema de controle compensado com realimentação unitária	66
Figura 3.2: Rearranjo da Figura 3.1 para destacar o sinal de erro $E(s)$	67
Figura 3.3: Respostas ao degrau unitário dos modelos das plantas calculadas.....	69
Figura 3.4: Limites das constantes de tempo no plano complexo.	69
Figura 3.5: Transitório da função de segunda ordem.....	72
Figura 3.6: Localização dos pólos de uma função de transferência em função de ζ e ω_n	73
Figura 3.7: Lugar geométrico das raízes	74
Figura 3.8: Efeito da proximidade do zero com relação aos pólos no sobressinal do sistema realimentado em função do amortecimento.	75
Figura 3.9: Matriz de sobressinais com eixo dos sobressinais em escala logarítmica.....	77
Figura 3.10: Algoritmo de busca V-K com otimização de sobressinal na presença do zero...	79
Figura 4.1: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 20°C	82
Figura 4.2: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 20°C	82
Figura 4.3: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 20°C	83
Figura 4.4: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 20°C	83
Figura 4.5: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 20°C	84

Figura 4.6: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 20 °C.	84
Figura 4.7: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 27 °C.	85
Figura 4.8: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 27 °C.	85
Figura 4.9: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 27 °C.	86
Figura 4.10: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 27 °C.	86
Figura 4.11: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 27 °C.	87
Figura 4.12: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 27 °C.	87
Figura 4.13: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 32 °C.	88
Figura 4.14: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 32 °C.	88
Figura 4.15: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 32 °C.	89
Figura 4.16: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 32 °C.	89
Figura 4.17: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 32 °C.	90
Figura 4.18: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 32 °C.	90
Figura 4.19: Ação do controlador para temperatura de 20°C e fluxo de 12 mL/min por coluna.	91
Figura 4.20: Ação do controlador para temperatura de 20°C e fluxo de 24 mL/min por coluna.	91
Figura 4.21: Ação do controlador para temperatura de 20°C e fluxo de 36 mL/min por coluna.	91
Figura 4.22: Ação do controlador para temperatura de 27°C e fluxo de 12 mL/min por coluna.	92
Figura 4.23: Ação do controlador para temperatura de 27°C e fluxo de 24 mL/min por coluna.	92
Figura 4.24: Ação do controlador para temperatura de 27°C e fluxo de 36 mL/min por coluna.	92
Figura 4.25: Ação do controlador para temperatura de 32°C e fluxo de 12 mL/min por coluna.	93
Figura 4.26: Ação do controlador para temperatura de 32°C e fluxo de 24 mL/min por coluna.	93

Figura 4.27: Ação do controlador para temperatura de 32°C e fluxo de 36 mL/min por coluna.	93
Figura 4.28: Comportamento da planta e dos controladores ZN e LMI durante uma fermentação de 72 horas a temperatura constante.	94

Lista de Tabelas

Tabela 1.1: Regras para ajuste manual para controladores PI.....	41
Tabela 2.1: Lista de experimentos realizados.....	50
Tabela 2.2: Níveis de RH por experimento/fluxo de ar/temperatura	54
Tabela 3.1: Constantes de tempo do sistema de 1ª ordem. Sublinhadas em negrito as plantas selecionadas para determinação da robustez do sistema.	70
Tabela 3.2: Parâmetros do controlador encontrados pelo algoritmo V-K.....	80
Tabela 3.3: Parâmetros do controlador encontrados pelo método de Ziegler-Nichols.	80

Sumário

1. INTRODUÇÃO	19
1.1. Processos Fermentativos	20
1.2. Os Processos de Fermentação em Estado Sólido.....	21
1.3. Biorreatores de FES.....	22
1.3.1. Escala de bancada	23
1.3.2. Escalas piloto e industrial.....	25
1.4. Alguns sistemas de controle utilizados em processos de FES.....	28
1.5. Sistema de fermentação utilizado neste trabalho	38
1.5.1. Sistema de Controle Desenvolvido Previamente	40
1.6. Objetivos da Pesquisa	42
1.7. Organização dos Capítulos	43
2. MODELAGEM DO SISTEMA	45
2.1. Descrição do Sistema	45
2.1.1. Umidificação do Ar	47
2.2. Modelagem das Plantas	49
2.2.1. Equacionamento do Modelo.....	50
2.3. Resultados do procedimento de modelagem.....	53
2.3.1. Resultados Obtidos: Aproximando as Simulações do Sistema Real.	53
2.3.2. Resultados Obtidos: Plantas Modeladas.....	57
3. FORMULAÇÃO DO CONTROLADOR.....	65
3.1. Controlador Proporcional-Integrativo	65
3.2. Procedimento para Sintonia de Controladores Robustos	68
3.2.1. Efeito dos Pólos e do Zero do Sistema Realimentado.....	70
3.2.2. Algoritmo para Sintonia do Controlador Robusto	75
4. RESULTADOS e DISCUSSÕES	81
4.1. Resultado das Simulações e dos Experimentos do Controlador PI.....	81
4.1.1. Resultado da Planta Controlada	82
4.1.2. Ação do Controlador Sobre a Planta	91
4.1.3. Controle de uma Fermentação de 72 horas	94
4.2. Discussão dos Resultados.....	95
4.2.1. Simulações	95

4.2.2. Experimentos	96
5. CONCLUSÃO.....	99
5.1. Perspectivas Futuras.....	100
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	101
APÊNDICE A	105
Lista Suplementar de Figuras do Capítulo 2	105
APÊNDICE B.....	111
Código Fonte do Algoritmo Empregado	111

Capítulo 1

1. INTRODUÇÃO

Os processos fermentativos vêm sendo utilizados há milênios pelos seres humanos. No entanto, somente nos últimos cento e cinquenta anos é que o homem passou a conhecer os microorganismos responsáveis por esses, sendo que somente durante a Segunda Guerra Mundial tais processos começaram a ser estudados com maior profundidade e rigor. Nesta época foram desenvolvidas as primeiras plantas industriais e seus respectivos sistemas de controle. Desde então, a maior parte dos sistemas de controle desenvolvidos são voltados para a fermentação submersa (FS) visto que, quando comparada à fermentação em estado sólido (FES), as variáveis do processo são mais facilmente controladas devido à presença de água livre.

Hoje em dia, com a grande demanda por tratamento e reutilização dos resíduos sólidos da agroindústria, cresce a necessidade do desenvolvimento de processos capazes de transformar o “lixo” de uma indústria em “insumo” para outra. No caso do Laboratório de Agroenergia da Embrapa Instrumentação – São Carlos – SP, um dos objetivos é produzir enzimas capazes de transformar celulose dos resíduos agroindustriais em açúcares próprios para a produção de etanol.

A indústria tem trabalhado preferencialmente com os processos de FS, visto que são mais fáceis de trabalhar que a FES. No entanto, novas demandas, como o tratamento de resíduos sólidos, não são inteiramente contempladas em fermentação submersa. Atualmente, o desenvolvimento da FES esbarra na dificuldade de desenvolvimento das tecnologias que permitam controlar o processo em escala industrial. Uma das maiores dificuldades encontradas é a remoção do calor produzido pela atividade microbiana. As pesquisas nesse campo mostram que, devido às dificuldades de condução térmica do calor em meio sólido, sua remoção é mais fácil através das trocas pelo ar. Portanto, torna-se necessário o desenvolvimento de sistemas de controle da aeração que permitam a avaliação dos processos

em escala de bancada, que sejam capazes de controlar a temperatura do leito de um biorreator de maior escala e diminuam o número de incertezas na modelagem e simulação do processo.

Esse trabalho procura estudar e aplicar uma metodologia de desenvolvimento de controladores que estabilizem a umidade relativa da aeração da fermentação, para um conjunto de condições de fluxo e de temperatura. Deve também zerar o erro de regime durante todo o processo e atender a índices de desempenho de modo que o qualquer transiente no início do processo afete o mínimo possível as condições do processo.

1.1. Processos Fermentativos

Os primeiros registros dos processos fermentativos estão datados por volta de 6000 a.C. e descrevem a produção de cerveja, vinhos e pães na Babilônia no Egito. A cerca de 3000 a.C. iniciou-se a fabricação de shoyu na China e no Japão, de queijos e iogurtes nos Balcãs e na Ásia Central (NAJAFPOUR, 2007).

Os processos fermentativos, até a 2ª Guerra Mundial, eram utilizados em grande parte para a preservação de alimentos, transformação de suas propriedades nutricionais e produção de bebidas. Nota-se que até a segunda metade do século XIX acreditava-se que a fermentação ocorria estritamente por reações bioquímicas. Foi quando Luis Pasteur definiu a fermentação como vida sem ar e provou que os microorganismos existentes em tais processos provinham de outros preexistentes (NAJAFPOUR, 2007). No entanto, os processos biológicos foram desenvolvidos na indústria farmacêutica somente após a descoberta da penicilina. Processos que foram largamente desenvolvidos durante a II Guerra Mundial por causa da demanda por antibióticos, devido às necessidades de ampliação da escala de produção e, conseqüentemente, da assepsia dos mesmos (NAJAFPOUR, 2007). Desde essa época, a Fermentação Submersa (FS) vem sendo empregada para se produzir antibióticos e outros produtos, por causa das facilidades de controle das variáveis internas do biorreator: temperatura do meio durante a fermentação, pH e aeração (oxigênio dissolvido), por ser realizada em meio líquido (SCHAECHTER, 2004).

Os processos fermentativos podem ser divididos basicamente em dois tipos: os submersos e os sólidos (ou estado-sólidos). A Fermentação em Estado Sólido (FES) é caracterizada pela ausência de água livre.

A partir da década de 1970, as publicações relacionadas com os processos de FES começaram a crescer. Como exemplos, podem ser citados alguns estudos relacionados com a produção de mico toxinas (LINDENFELSER e CIEGLER, 1975) seguidos pela possibilidade de reaproveitamento de resíduos agroindustriais para a produção de ração animal (HAN e ANDERSON, 1975). Posteriormente (REID, 1985) pesquisou a deslignificação da madeira, processo que separa a celulose de outras moléculas permitindo sua sacarificação. (PEÑALOZA et al, 1985) estudaram a produção de aminoácidos a partir da borra de café, (CHAHAL, 1985) a produção de enzimas celulolíticas a partir da palha do trigo, (GIBBONS et al, 1986) a etapa sólida da fermentação da batata doce e da beterraba para produção de etanol, (MALATHI e CHAKRABORTY, 1991) a produção de proteases para utilização em cosméticos, entre outros.

As pesquisas citadas são uma pequena parcela de tudo o que tem sido feito em FES, algumas dessas são consideradas antecessoras das pesquisas realizadas atualmente no Laboratório de Agroenergia da Embrapa Instrumentação – São Carlos – SP. Nessa pesquisa é explorada a produção de enzimas capazes de transformar a celulose de resíduos agroindustriais em açúcares que serão transformados em etanol de 2ª geração e o desenvolvimento da instrumentação dos biorreatores através dos quais os processos são estudados (FARINAS *et al*, 2011).

1.2. Os Processos de Fermentação em Estado Sólido

Há cerca de um bilhão de anos os fungos vêm se tornando especialistas na decomposição de matéria orgânica na Terra, uma vez que a grande maioria das espécies do reino fungi são saprófitas (decompositoras de matéria orgânica). Essa habilidade é considerada fundamental para o ciclo do carbono, elemento químico base de toda a vida conhecida. Mais do que isso, esses microorganismos adaptaram-se para viver em simbiose com plantas, onde interagem com suas raízes e facilitam os processos de absorção de água e sais minerais (CARLILE *et al*, 2001).

O crescimento fúngico depende geralmente de alguns nutrientes, dentre os quais: fontes de carbono, nitrogênio e outros sais, além de água e oxigênio. Tanto a absorção de oxigênio quanto a de água através das paredes celulares dependem de suas concentrações no

ambiente. Nos processos de FES, as fontes de carbono, nitrogênio são previamente definidas e disponibilizadas na preparação do cultivo. Para o oxigênio, a fonte disponível é o ar que circula pelo biorreator. Para a água, depende das condições iniciais de umidade do substrato, mais a quantidade que é transportada pelo ar. Entretanto, o balanço de massa de água no ambiente também depende, em alguns processos, da necessidade de se remover calor (resfriamento evaporativo). O resfriamento evaporativo consiste em remover calor através da passagem de ar do meio, retirando-se água e com a água calor. Com isso, o fluxo, a temperatura e a umidade relativa do ar passante determinam a quantidade de calor que pode ser removido (NAGEL, 2001).

Os processos de FES apresentam vantagens quando comparados aos de FS, pois são capazes de utilizar maiores quantidades de resíduos agro-industriais sólidos, menores quantidades de água, a contaminação por bactérias é menor e em alguns casos dispensam esterilização por causa da baixa quantidade de água necessária no processo. Apesar de apresentar vantagens, a FES ainda não é aplicada em escala industrial devido à dificuldade de controle e monitoração das variáveis durante o processo, sendo algumas das principais: a temperatura e o pH do meio, a quantidade de água disponível para os microorganismos e a respiração microbiana. Além disso, apresenta dificuldades de homogeneização e reprodutibilidade (HÖLKER and LENZ, 2005). Essas dificuldades ocorrem devido à ausência de água livre, a baixa condutividade térmica e heterogeneidade dos substratos sólidos (SARGANTIS *et al.*, 1993).

1.3. Biorreatores de FES

Nos últimos anos, a maior parte dos artigos publicados sobre FES está relacionada com a produção de metabólitos em escala de laboratório (DURAND, 2003), sendo que poucos trataram da ampliação da escala do processo. A utilização de biorreatores em escala industrial diminuiria consideravelmente os custos da produção das enzimas hidrolíticas, porém esse escalonamento esbarra em alguns entraves tecnológicos, principalmente a remoção de calor e manutenção da umidade do substrato (NAGEL *et al.*, 2001).

A remoção de calor durante os processos de FES tem sido feita tipicamente através da condução térmica das paredes ou do resfriamento por evaporação de água, dependendo do tipo do biorreator. Desde a década de 1990, houve um considerável avanço no sentido de se

entender os fenômenos envolvidos nos processos de FES. Significativas melhorias no entendimento de como projetar, operar e escalonar processos de FES tem como base a aplicação de técnicas de modelagem para descrever os fenômenos biológicos e de transporte no sistema (MITCHELL *et al.*, 2006).

Os estudos de caracterização desses processos são feitos com base nas propostas de biorreatores já existentes, tais como: os de coluna, bandeja, tambor rotativo (DURAND, 2002). Para cada um desses estudos são necessários instrumentação e controle específicos, dadas a variabilidades espaciais existentes nas fermentações em cada uma das configurações.

Os biorreatores de FES podem ser classificados quanto ao volume útil e geometria espacial, podendo ser citados alguns tipos já existentes:

1.3.1. Escala de bancada

O biorreator construído em colunas é um dos mais utilizados, este é projetado para pequenas quantidades de substrato, alguns gramas, e serve para estudar o comportamento dos processos com relação às condições de aeração, do substrato e o microorganismo utilizado, além do metabolito produzido (FARINAS, 2011). A remoção de calor é feita através da parede do mesmo, que está imersa em um banho termostaticado com a temperatura desejada pelo usuário. A aeração é feita pela parte inferior da coluna. A Figura 1.1 ilustra o sistema desenvolvido por Raimbault e Alazard (1980).

Os biorreatores construídos em tambor rotativo e pás misturadoras horizontais servem para estudo do calor gerado pelo crescimento fúngico em quantidades maiores de substrato, variando de alguns a muitos quilogramas. A aeração é feita através de um cilindro central, que distribui o ar no interior do biorreator. A cultura troca gases com o meio pela contínua agitação do substrato. A remoção de calor pode ser feita pela convecção do ar interno, ou através das paredes e o balanço de massa de água controlado através da reposição de água através de borrifos no substrato. A Figura 1.2 ilustra o do tambor rotativo utilizado por Lindenfelser e Ciegler (1975) e a Figura 1.3 o utilizado por Nagel (2001).

Figura 1.1: Biorreator do tipo colunas aeradas.

Figura 1.2: Tambor rotativo utilizado nos estudos de Lindenfelser e Ciegler (1975).

Figura 1.3: Tambor rotativo utilizado por Nagel (2001).

1.3.2. Escalas piloto e industrial

Para os reatores de escala piloto e industrial a remoção de calor se torna crítica devido à grande quantidade de substrato sólido utilizada. O desenvolvimento desses biorreatores tem sido em partes, a aplicação em larga escala da tecnologia já utilizada pelas civilizações antigas.

Vários tipos de biorreatores foram desenvolvidos ao longo dos últimos anos, podendo ser divididos em categorias gerais definidas pelo tipo de agitação e aeração. Quanto à agitação podem ser divididos em estáticos, intermitentes ou contínuos. Para a aeração podem ser separados por: ambiente com circulação climatizada ou aeração climatizada e forçada através do substrato (MITCHELL et al, 2000).

O biorreator do tipo Koji é provavelmente o mais antigo e também o mais simples. São construídos em bandejas empilhadas, com no máximo 15cm de substrato em cada uma, sendo colocados em ambientes climatizados, com ou sem aeração forçada (DURAND, 2003), conforme ilustra a Figura 1.4.

Durand (2003) apresenta um biorreator em escala piloto, sem agitação e com aeração forçada, a Figura 1.5 ilustra sua proposta. Esse biorreator é útil para definir as estratégias de controle e otimização relacionadas com a temperatura, fluxo do ar de entrada, além da adição de água e agitação durante o processo de fermentação.

Figura 1.4: Biorreator do tipo Koji: (1) Sala climatizada, (2) válvula de água, (3) lâmpada UV, (4, 8, 13) ventiladores, (5, 11) filtros de ar, (6) saída de ar, (7) umidificador, (8) aquecedor, (10) recirculação de ar, (12) entrada de ar, (14) bandejas, (15) prateleiras para as bandejas.

Figura 1.5: Visão geral do biorreator não agitado com aeração forçada. São as partes constituintes: (1) compartimento de fermentação, (2) válvulas de controle do fluxo de ar, (3) sensores de temperatura, (4) sensor de umidade relativa do ar, (5) purgas de drenagem, (6) aquecedor de ar, (7) umidificador, (8) serpentina para circulação de água fria, (9) resistência para aquecimento.

Durand (2003) também cita um biorreator com capacidade com cerca de 1 tonelada para fermentação de polpa de beterraba sacarina. Este biorreator tem sido utilizado na produção de enzimas e biopesticidas, no entanto apresenta dificuldades de esterilização. Mesmo assim outros dois modelos baseados nesse biorreator foram desenvolvidos, cada um

com capacidade para 50 toneladas. A Figura 1.6 ilustra seu diagrama esquemático, sendo o mesmo considerado um biorreator de leito agitado com aeração forçada.

Figura 1.6: Planta piloto de um biorreator de leito mistado. São as partes constituintes: 1- Motor de deslocamento das pás em parafuso, (2) Motor das pás, (3) válvula para spray de água e inoculo, (4) sensores de temperatura, (5) medidores de peso, (6) sensor de umidade relativa, (7) cooler, (8) umidificador por injeção de vapor d'água, (9) sensor de fluxo, (10) ventilador, (11) aquecedor, (12) filtro de ar e (13) cooler.

Outros biorreatores também são citados na literatura, sendo normalmente variações ou aperfeiçoamento dos já existentes, citados por Mitchel et al (2006). Um desses é o tambor rotativo com paredes perfuradas, o que facilita a passagem do ar através do substrato, consequentemente favorecendo a oxigenação e as trocas de calor e outros gases gerados pelo processo fermentativo.

1.4. Alguns sistemas de controle utilizados em processos de FES

Os algoritmos de controle mais amplamente utilizados na literatura são os “ON/OFF” (Liga/Desliga) e o PID (Proporcional, Integrativo e Derivativo). Esses algoritmos têm sido aplicados principalmente na aeração do biorreator, na qual controlam tanto a temperatura, quanto a umidade relativa do ar de entrada. Outro algoritmo que tem sido empregado é o Modelo Preditivo, ou Programação Dinâmica, e são aplicados no controle de biorreatores de grande porte (MITCHEL et al , 2006).

Podemos ressaltar a utilidade do controle da aeração em duas situações distintas:

- Controle da aeração em biorreatores tipo coluna

A precisão do sistema de aeração permite a realização de estudos que conduzem a um conhecimento mais profundo do processo (desenvolvimento de modelos mais precisos). Pode-se fazer um levantamento estatístico da influência das condições ambientais na fermentação.

- Controle da aeração em biorreatores de maior porte

Qualidade da aeração permite uma remoção de calor mais eficiente, melhor estimativa do balanço de massa de água, melhor estimativa do calor produzido e temperatura média global no interior do biorreator, e também melhor estimativa do crescimento microbiano.

De todos os trabalhos publicados, escolhemos alguns sistemas devido às bases que deram para realização do nosso.

Barstow *et al* (1988) utilizou um algoritmo do tipo Liga/Desliga para controlar a temperatura no leito de um reator do tipo tambor rotativo. A manutenção da temperatura era estabelecida através de duas estratégias: (1) quando a temperatura interna ficava maior do que 37 °C o fluxo de ar aumentava de 6,2 L.min⁻¹ para 8,5 L.min⁻¹; (2) durante a fase de crescimento exponencial (por volta das 30 primeiras horas da fermentação) o ar era mantido seco e depois úmido durante o restante da fermentação. Ao se resfriar o meio, havia perda de água que era compensada com borrifos esporádicos. A Figura 1.7 mostra o diagrama de seu sistema e a Figura 1.8 os resultados obtidos.

Sargentis *et al* (1993) avaliaram o efeito das condições de aeração num processo fermentativo, considerando como variáveis do processo a biomassa inicial (massa de microorganismos por massa de substrato), matéria seca (massa de substrato sem adição de água), teor de umidade adicionado ao substrato (quantidade de água) e a temperatura da fermentação. A Figura 1.9 ilustra o sistema utilizado para a caracterização das fermentações, trabalhando com um biorreator do tipo tambor rotativo com dimensões de 12,2 cm de comprimento, diâmetro interno de 12,7 cm e 5,1 cm de diâmetro no eixo de aeração central, resultando em cerca 1,3 L de volume interno. Com esse sistema foi possível controlar o fluxo, a umidade relativa e a temperatura do ar, avaliando os efeitos no crescimento microbiano para diversas condições de aeração.

Figura 1.7: Diagrama esquemático da estratégia de controle da temperatura no leito de um biorreator do tipo tambor rotativo. São as partes constituintes: (1) Tambor rotativo, (2) Computador, (3) Jaqueta de aquecimento, (4) Borrifador de água, (5) Eixo estático, (6) Termopares, (7) Sensor de umidade, (8) Saída de gás, (9) Furos para aeração do biorreator, (10) Válvula solenóide para controle de fluxo de água, (11) Filtro de ar, (12) Válvula solenóide para controle de fluxo de ar, (13) Válvula de três vias, (14) Coluna de secagem de ar, (15) Coluna de umidificação, (16) Banho termostático, (17) Coluna de secagem, (18) Analisador de CO₂.

Figura 1.8 (a) e (b): Resultado obtido com o resfriamento evaporativo. Em (a), a curva (1) é a temperatura do leito do biorreator e (2) é o fluxo de ar. Em (b), (1) é a temperatura do leito do biorreator sem o controle de fluxo de ar e (2) é a temperatura sob controle.

Também foram realizadas várias simulações do processo para averiguação do modelo que propuseram com relação ao crescimento microbiano, vide na Figura 1.10 o aumento da biomassa. Esse modelo considera uma fermentação em estado sólido um sistema homogêneo, consideração importante, uma vez que a variabilidade espacial de um processo de FES pode

ser muito grande. Essa heterogeneidade ocorre devido ao uso de substratos sólidos, da agregação das hifas dos fungos e dos cuidados necessários para que não se rompam demasiadamente (as hifas são as estruturas de crescimento dos fungos filamentosos).

Figura 1.9: Diagrama esquemático do sistema utilizado por Sargentis (1993).

Figura 1.10: Comparação dos resultados experimentais com as simulações. A fermentação na figura (a) ocorreu a 37 °C e a (b) a 41 °C, ambas com umidade inicial do substrato a 60%. As linhas contínuas representam as simulações da quantidade de biomassa por massa seca do substrato e da biomassa total, respectivamente linhas 1 e 2. Os resultados experimentais para a quantidade de biomassa por massa seca e biomassa total são respectivamente os pontos □ e ■.

Saucedo-Castañeda *et al* (1994) consideraram que a aeração de um processo de FES é um dos fatores críticos do processo, pois além de ajudar na remoção do calor gerado pela colônia, retira o CO₂ produzido pela respiração microbiana e provê oxigênio para a mesma, juntamente com outros gases. Por isso, desenvolveram um sistema de controle baseado na

concentração de CO_2 no ambiente. O sistema é constituído por quatro válvulas solenóides (abre/fecha) controladoras de linhas de ar capazes de prover respectivamente: $100\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$, $200\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$, $400\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$ e $800\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$, sendo capaz de realizar qualquer combinação de fluxo entre as mesmas e injetar no fermentador um fluxo máximo de $1500\text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$. A Figura 1.11 ilustra o diagrama esquemático desse sistema. Com esse sistema, os autores conseguiram manter um nível de referência de CO_2 residual no interior do biorreator, aumentando-se o fluxo de ar conforme aumentava-se a concentração de CO_2 na saída do biorreator. Esse biorreator é bastante semelhante àquele desenvolvido por Raimbault e Alazard (1980); no entanto, com 4 cm de diâmetro e 90 cm de altura, possui um volume interno de 1,3 L. A Figura 1.12 (a) e (b) ilustra o resultado do controle do CO_2 obtido por esse sistema e a Figura 1.13 a manutenção da temperatura em diferentes profundidades do biorreator.

Figura 1.11: Diagrama esquemático do sistema: (1) Linha de ar comprimido, (2) Regulador de pressão de ar, (3) Válvulas solenóides, (4) Rotâmetro, (5) Banho termostatzado, (6) aquecedor, (7) Coluna de umidificação de ar, (8) Retentor de água condensada, (9) Bomba de circulação de água no interior da jaqueta do biorreator, (10) Biorreator em coluna com seis segmentos, (11) Sensores de temperatura em diferentes alturas, (12) Conversor AD, (13) Computador, (14) Condensador, (15) Banho de água refrigerada, (16) Tubo de sílica gel, (17) Analisador de O_2 e CO_2 (18) bombas.

Observa-se pelo gráfico da Figura 1.13 que a temperatura no substrato é menor quanto mais próximo estiver o ponto de medida da entrada de ar.

Figura 1.12: Resposta de controle obtida pelo sistema. A Figura 12 (a) mostra a variação da concentração de CO₂ e O₂ durante a fermentação e em (b) o fluxo de ar controlado e o acumulado ao longo do processo.

Figura 1.13: Temperatura no leito do biorreator em diferentes alturas.

Prosseguindo com o desenvolvimento dos biorreatores do tipo tambor rotativo, Nagel *et al* (2001) trabalharam com um biorreator cujo volume interno era 35 litros, sendo suas dimensões de 30 cm de diâmetro interno e 50 cm de comprimento. Nesse biorreator, um sistema com seis pás giratórias, fixas ao eixo central e com formato de “V”, conforme a Figura 1.14, foi utilizado para revolver o substrato. Esse método foi adotado para permitir trocas com base na homogeneização espacial que causa. Para evitar acúmulo de substrato nas laterais do biorreator, duas dessas pás foram dispostas na forma de uma chapa inclinada no sentido de arrastar o substrato das laterais para o centro do conjunto.

Para efeitos comparativos, a temperatura no leito do biorreator foi controlada por essa técnica e também pela de resfriamento evaporativo. O diagrama em blocos da Figura 1.15 mostra o sistema de aeração utilizado. Segundo os autores, o ar composto nesse sistema possuía umidade relativa de 100%, mas ao passar pelo filtro de ar (para manutenção das

condições estéreis no processo) esse valor caía para 45,5%. Como consequência, houve perda de água durante o processo, que era reposta por borrifos periódicos de água.

Figura 1.14: Montagem do biorreator com pás misturadoras. (1) Dispositivo de retirada de amostras, (2) Borrifadores de água, (3) Pás no formato de V, (4) Entrada de ar, (5) Saída de ar, (6) Pás retangulares, (T1 e T2) Sensores de temperatura da fase sólida, (T3 e T4) Sensores de temperatura da fase gasosa.

Figura 1.15: Diagrama de blocos do sistema de aeração utilizado nos experimentos. (1) Controlador de fluxo de massa, (2) Controlador de fluxo de líquido, (3) Controlador de vapor de água, (4) Sistema de controle de vapor de água, (5) Filtro de ar, (6) Biorreator, (7) Sistema de medição de condensação de água, (8) Válvula de controle de pressão do biorreator, (9) Condensador, (10) Analisador de CO_2/O_2 , (11) Serpentina aquecida, (12) Compressor, (13) Tanque de água, e (14) Ambiente termostaticado.

Para o controle da temperatura do leito do biorreator, utilizaram um controlador tipo PI (proporcional-integral) cuja saída foi ajustada por um estimador, visto na Figura 1.16 e descrito pela Equação (1.1), conforme estimada a entalpia do processo, equações (1.2) a (1.6). Nesse controlador, a saída representa a variável controlada para cada uma das técnicas utilizadas, a temperatura externa da parede do biorreator (T_{par}) para o resfriamento por

condução ou o fluxo de ar (F_{ar}) para o resfriamento evaporativo. Os parâmetros K_c e τ_1 variam conforme a técnica escolhida.

Figura 1.16: Controlador de fluxo de ar ou temperatura da parede do biorreator com estimador de entalpia do processo, onde $T_{lt,ref}$ é a temperatura desejada no leito do biorreator, T_{lt} a temperatura medida no leito do biorreator, ε o erro entre a temperatura de referência e a medida no biorreator e as medidas online compreendem a concentrações de oxigênio na entrada e na saída do processo, as temperaturas na parede externa e no leito do biorreator e o fluxo de ar.

$$O = O_{est} + K_c \cdot \varepsilon(t) + \frac{K_c}{\tau_1} \cdot \int_0^t \varepsilon(t) dt \quad (1.1)$$

Para o resfriamento por condução térmica, a temperatura da parede exterior do biorreator foi controlada através de tubos com água refrigerada circundando o mesmo. O sistema de aeração foi desenvolvido de modo que a medida de CO_2 resultante da respiração microbiana não ultrapasse a sensibilidade do analisador. Assim, os fluxos foram controlados manualmente em 20 L/min de 0 a 24h de fermentação, 40 L/min de 24 a 51h e 60 L/min de 51h até o final. A temperatura da parede foi estimada pela Equação (1.2).

$$T_{par,est} = T_{lt} - \frac{r_{med} + J_{evap}}{\alpha_{ov} \cdot A} [^{\circ}C] \quad (1.2)$$

Onde $T_{par,est}$ é a temperatura estimada da parede, T_{lt} é a temperatura do leito do biorreator, A a área de transferência de calor da parede, α_{ov} o coeficiente de condução térmica dessa parede, J_{evap} dado pela Equação (1.3) r_{med} a quantidade de calor produzida pelo consumo de oxigênio da respiração microbiana.

$$J_{evap} = -(h_o - h_e) \cdot F_{ar} \cdot \rho_{ar} [W] \quad (1.3)$$

$$r_{med} = (C_{O_{2,e}} - C_{O_{2,s}}) \cdot F_{ar} \cdot 460 \cdot 10^3 [W] \quad (1.4)$$

com h_0 a entalpia do ar de saída, h_e a entalpia do ar de entrada, F_{ar} o volume do fluxo de ar seco, ρ_{ar} a densidade do ar, $C_{O_{2,e}}$ e $C_{O_{2,s}}$ as concentrações de oxigênio medidas na entrada e na saída do biorreator, respectivamente.

Para o resfriamento evaporativo, a temperatura do leito do biorreator foi controlada pela quantidade de calor retirada através do ar, sendo o aumento do fluxo de ar proporcional ao da temperatura. A temperatura da parede externa do biorreator foi mantida em 34,5°C durante todo o processo. O fluxo de ar estimado para manutenção da temperatura foi descrito por:

$$F_{ar,est} = \frac{r_{met} + J_{par}}{(h_0 - h_i) \cdot \rho_{ar}} [m^3 \cdot s^{-1}] \quad (1.5)$$

com

$$J_{par} = -\alpha_{ov} \cdot A \cdot (T_{lt} - T_{par}) [W]. \quad (1.6)$$

Os resultados dessas duas técnicas estão dispostos na Figura 1.17 (a) e (b), respectivamente condução e resfriamento evaporativo. Esses resultados mostram que para ambas técnicas o objetivo de se manter a temperatura no leito do biorreator foi atingido. Mas que com o aumento da escala para alguns metros cúbicos de volume interno, o resfriamento por condução não conseguiria atingi-los.

Figura 1.17: Resultados obtidos pelas técnicas de condução térmica (a) e resfriamento evaporativo (b). Em ambas figuras linha pontilhada representa a referência da temperatura, a linha tracejada a temperatura média no leito do biorreator, a linha espessa o consumo de oxigênio, em (a) a linha fina mostra a evolução da temperatura da parede externa do biorreator e em (b) a linha fina mostra o fluxo de ar durante a fermentação.

O trabalho publicado por Nagel et al (2001) é interessante devido aos avanços apresentados com relação aos anteriores. Eles trabalharam com um biorreator de escala maior

e utilizaram modelos matemáticos mais simples, conseguindo resultados promissores. Podemos observar que o uso da técnica de resfriamento evaporativo foi bastante eficiente para a remoção de calor nesse trabalho, tanto quanto a condução térmica. No entanto, nessa última notamos que a alteração do fluxo de ar em certos períodos do processo, mesmo sendo considerada no equacionamento do problema, acarreta em resfriamento evaporativo. Portanto, no uso da condução térmica, parte do calor foi retirada pela passagem do ar.

Podemos observar concordância entre os resultados de Saucedo-Castanheda (1994) da Figura 1.12 com a Equação (1.6) de Nagel et al (2001), concernentes ao aumento do fluxo de ar na entrada do biorreator para controlar a concentração de CO_2 em sua saída. O efeito obtido foi manutenção da temperatura no interior variando no máximo de 3 °C. Considerando que o consumo de oxigênio está diretamente ligado à produção de CO_2 , o desenvolvimento de sistemas de controle para biorreatores de maior porte pode ser favorecido por essas medidas a fim de se estimar o calor produzido.

Do trabalho desenvolvido por Sargentis et al (1993), utilizamos o método de umidificação de ar, na qual a umidade relativa do ar foi controlada por um compensador do tipo proporcional-integral (PI) (Fonseca et al, 2010) desenvolvido pelo método de Ziegler-Nichols (Astrom e Hunglung, 1998). Esses resultados serão comparados com os resultados obtidos no trabalho atual no Capítulo 4.

1.5. Sistema de fermentação utilizado neste trabalho

O biorreator utilizado nesse trabalho é o do tipo colunas, desenvolvido por Raimbault e Alazard (1980). Esse modelo de biorreator é particularmente útil na análise e otimização de processos fermentativos. Sua grande vantagem é devido à facilidade de se avaliar o processo em diferentes condições ambientais (aeração, umidade inicial do substrato e temperatura da fermentação). Lançando-se mão de inferência estatística, é possível conhecer a influência de cada um dos parâmetros e determinar em qual condição encontra-se o máximo de produção de um determinado metabólito (Farinas et al, 2011). A Figura 1.18 ilustra as relações entre a produção da enzima CMCCase com o fluxo de ar que passa por cada coluna com a umidade inicial aplicada no substrato e a Figura 1.19 ilustra a influência da umidade relativa e da umidade de substrato na produção dessa enzima.

Figura 1.18: Relações entre a atividade enzimática com o fluxo de ar a umidade inicial do substrato.

Figura 1.19: Relações entre a atividade enzimática com o fluxo de ar a umidade relativa do ar.

A Figura 1.20 ilustra o sistema de controle utilizado para as análises das Figuras 1.18 e 1.19. Com esse sistema podemos estudar os processos fermentativos em malha aberta, ou seja, sem alteração dos parâmetros do processo em função das variações do mesmo.

Figura 1.20: Análise de um processo fermentativo em malha aberta.

O biorreator utilizado, atualmente, conta com um sistema de aeração capaz de distribuir o fluxo de ar por até 12 colunas, com erro inferior a 10% do fluxo em mL.min^{-1} entre as mesmas com relação à referência. Conta também com um sistema de controle da umidade relativa do ar de entrada que possui erro de regime inferior a 2%. Maiores detalhes sobre o sistema serão abordados no próximo capítulo.

1.5.1. Sistema de Controle Desenvolvido Previamente

O desenvolvimento desse biorreator iniciou-se um ano antes do trabalho realizado durante o mestrado. O sistema de controle utilizado até esse momento foi desenvolvido pelo método de Ziegler-Nichols. Esse método consiste no uso de informações da dinâmica da malha aberta da planta ser controlada com o objetivo de se ajustar os parâmetros de um controlador do tipo Proporcional-Integral (PI) (Fonseca *et al*, 2010). As Figuras 1.21 e 1.22 mostram um sistema realimentado de controle e a estrutura interna de um controlador PI, a Figura 1.23 mostra a obtenção dos parâmetros K_p e T_i do controlador.

Figura 1.21: Sistema de controle realimentado, onde $C(s)$ representa o controlador, $G(s)$ a planta controlada, $R(s)$ o sinal de referência, $Y(s)$ a saída do sistema, $E(s)$ a diferença entre a saída e a referência a ser compensada pelo controlador e $U(s)$ a ação do controlador sobre a planta.

Figura 1.22: Planta compensada com controlador PI. Em detalhe a estrutura interna do controlador PI, onde K_p é o ganho proporcional, T_i é o tempo integrativo e $\int$ o integrador.

A Figura 1.23 e a Equação 1.9 descrevem como obter o controlador a partir desse método (Aström and Hägglund, 1995).

Figura 1.23: Caracterização de uma resposta ao degrau em malha aberta pelo método de Ziegler-Nichols para obtenção dos parâmetros de um controlador PID.

$$Kp = \frac{0,9}{\tan \alpha * Td} \quad (1.7)$$

$$Ti = 3,3 * Td \quad (1.8)$$

$$C(s) = Kp * \left(1 + \frac{1}{Ti * s}\right) \quad (1.9)$$

No entanto, o método de Ziegler-Nichols retorna um controlador cuja atuação causa na saída um sobressinal de até 25%. Segundo Jantzen (2007) é possível melhorar os índices de desempenho dos compensadores alterando-se os ganhos proporcional e integrativo, conforme a Tabela 1.1.

Os principais objetivos desse trabalho foram a estabilidade do sistema em malha fechada e a minimização do erro de regime permanente das condições da aeração durante o período de uma fermentação. Esse controlador foi desenvolvido para três condições de aeração a 32 °C, como será ressaltado no Capítulo 2.

Tabela 1.1: Regras para ajuste manual para controladores PI.

Ação	Tempo de resposta	Sobressinal
Aumentar Kp	Mais rápido	Aumenta
Aumentar $1/Ti$	Mais rápido	Aumenta

Como o estudo dos processos de FES depende da variação dos parâmetros ambientais do sistema, ou seja, fluxo ($\text{mL} \cdot \text{min}^{-1}$) e temperatura do ar ($^{\circ}\text{C}$), durante os estudos observa-se que o comportamento do sistema umidificação do ar em malha aberta varia conforme essas

condições. Contudo, a metodologia de Ziegler-Nichols está restrita a uma única condição de temperatura e fluxo de ar, sendo necessários exaustivos ajustes manuais para que os critérios de desempenho sejam alcançados em uma faixa operacional, não garantindo os índices de desempenho do sistema de controle para todas as condições.

1.6. Objetivos da Pesquisa

A Figura 1.20 ilustra uma possível arquitetura de controle para análise e caracterização dos processos de fermentação em estado sólido. Observa-se por essa proposta que o controle da aeração é fundamental para esse fim. Tanto o resfriamento quanto a caracterização desses processos dependem de um sistema de aeração balanceado, que seja estável, com o menor erro de regime e também o menor período transitório possível.

Esse trabalho tem por objetivo geral aplicar uma técnica de controle robusto que seja capaz de garantir os índices de desempenho do sistema em toda a faixa operacional do biorreator. O objetivo específico do trabalho é ajustar um controlador do tipo proporcional integrativo (PI) que tenha tempo de acomodação inferior a 12000 segundo e sobressinal inferior a 10% utilizando a metodologia LMI (do inglês Linear Matrix Inequalities, Desigualdades Matriciais Lineares) e das restrições elaboradas no algoritmo iterativo V-K. Esses critérios foram escolhidos para que o período de transitório da umidade relativa seja inferior a 5% do tempo de um processo fermentativo, 72 horas ou 259200 segundos, minimizando os efeitos das incertezas na análise dos resultados das fermentações.

1.7. Organização dos Capítulos

Este trabalho está estruturado da seguinte maneira:

2. Capítulo 2: Modelagem do sistema.

Este capítulo descreve como foi desenvolvido o sistema de umidificação do ar utilizado na pesquisa. Descreve também como a umidade relativa da saída é afetada pelo fluxo de ar e pela temperatura. Com o uso de diagramas em

blocos, mostramos como foram realizados os experimentos para se calcular os modelos das plantas. Dos nove modelos calculados, dois foram utilizados para o desenvolvimento do controlador no Capítulo 3.

3. Capítulo 3: Formulação do Controlador

Esse capítulo tem por objetivo formalizar a representação matemática do desenvolvimento do controlador de umidade relativa do ar em função das variações de temperatura e fluxo de ar exigidas pelo usuário. Será tratado o porquê da utilização de um controlador PI e da escolha dos modelos do Capítulo 2 para sintonia dos parâmetros do compensador. Mostra que a obtenção de um controlador robusto, capaz de atender aos índices de desempenho desejados perante as variações das constantes de tempo da planta, é facilitada pelo uso da metodologia LMI e das restrições elaboradas no algoritmo V-K.

4. Capítulo 4: Resultados e Discussões

Esse capítulo tem por objetivo apresentar os resultados das simulações e os experimentais do controlador obtido pelo algoritmo estudado no Capítulo 3 e aplicado nas plantas elaboradas no Capítulo 2. Comparar esses resultados com o controlador elaborado anteriormente pelo método de Ziegler-Nichols (ZN). Comparar o resultado de ambos em um processo fermentativo real. Discutir todo o trabalho realizado, comparando os resultados das simulações com os experimentais e as diferenças entre os dois controladores. Também discute-se um processo fermentativo e o que pode acontecer ao longo das 72 horas de fermentação.

5. Capítulo 5: Conclusões

Nesse capítulo são apresentadas as considerações a respeito do desenvolvimento do trabalho e a sua contribuição no desenvolvimento dos biorreatores de fermentação em estado sólido.

Capítulo 2

2. MODELAGEM DO SISTEMA

Este capítulo descreve como foi desenvolvido o sistema de umidificação do ar utilizado na pesquisa, explicitando seu funcionamento no biorreator em que foi aplicado. Desta forma, será aqui apresentado o modo como funciona o sistema de aeração e os parâmetros físicos que interferem nas respostas do sistema, para cada condição em que opera. Utilizando diagramas em blocos para descrevê-lo, mostramos como foram realizados os experimentos para se calcular os modelos das plantas, os quais serão utilizados para se desenvolver o controlador no Capítulo 3.

2.1. Descrição do Sistema

O biorreator em uso na EMBRAPA Instrumentação (Empresa Brasileira de Pesquisas Agropecuárias) foi construído a partir de uma adaptação do trabalho de Sargentis et al (1993) ao trabalho de Raimbault e Alazard (1980).

Sargentis et al (1993) utilizaram dois controladores de fluxo de massa que controlam a divisão do fluxo de ar (em duas linhas) que sai de um compressor de forma a dosar a quantidade que flui por uma coluna de umidificação, com a que passa por uma de secagem. Com isso, é possível se determinar a quantidade de massa de água por massa de ar na entrada do processo de fermentação. Além disso, com esses dois controladores é possível determinar – com erro de 1,5% – o fluxo de ar total (distribuído nas colunas de fermentação) que escoam através do distribuidor de fluxo. A Figura 2.1 ilustra as partes constituintes do sistema. O controle dessas linhas é feito pelos controladores de fluxo de massa do fabricante AALBORG, modelo GFM17A, que ajustam o fluxo de ar entre 11 e 680mL.min⁻¹, com entrada de controle de 0 a 5V.

Figura 2.1: Diagrama de partes constituintes do sistema de aeração do biorreator de FES. 1- Compressor de ar, 2- Controladores de Fluxo de Massa, 3- Coluna de Secagem de Ar, 4- Coluna de Umidificação de Ar, 5- Distribuidor de Fluxo de Ar, 6- Sensor de Umidade Relativa e Temperatura, 7- Colunas de Fermentação, 8- Banho Termostatizado, 9- Placa de Aquisição da National Instruments, 10- Placa de Leitura do Sinal do Sensor (6), 11- Computador Pessoal e Software Labview.

O distribuidor de fluxo de ar tem por principal função dividir o fluxo entre as colunas de fermentação, de maneira que a quantidade que flui para cada uma tenha um erro máximo de 6% com relação ao fluxo escolhido pelo usuário.

O sensor de umidade relativa e temperatura (VAISALA HMT330, com precisão de $\pm 1\%$ para umidade relativa e $\pm 0,2\text{ }^{\circ}\text{C}$ a 32°C) (item 6 da Figura 2.1) está montado dentro de uma coluna, aerado por três saídas do distribuidor, de modo que esteja sob as mesmas condições de uma fermentação. Esse número de saídas foi definido de modo que o tempo de troca dos gases no interior da coluna não interfira significativamente na resposta total do sistema.

As colunas de fermentação utilizadas neste trabalho diferem das de Raimbault e Alazard (1980) com relação à entrada de ar nas mesmas. Conforme ilustra a Figura 2.2, eles utilizaram na entrada de aeração uma pequena coluna de umidificação (item 2), localizada em sua parte inferior. Essa peça não faz parte deste trabalho, pois a umidificação já é feita através da soma dos fluxos de ar na entrada do distribuidor.

Figura 2.2: Esquema funcional de uma coluna de fermentação. 1- Entrada de Ar, 2- Coluna de Umidificação, 3- Entrada de Ar para a Coluna de Fermentação, 4- Coluna de Fermentação e Sentido do Fluxo, 5- Tampa Feita de Algodão Hidrofóbico e Filtro de Papel.

2.1.1. Umidificação do Ar

O sistema de umidificação pode ser representado pela Figura 2.3. Podemos observar que a variável de saída medida pelo sistema é a umidade relativa. Para este sistema, o fluxo (vazão de massa de ar) e a temperatura do ar são considerados parâmetros, visto que as respostas do sistema de umidificação variam em função dos mesmos. A Figura 2.4 mostra que a umidade relativa é uma função da temperatura do ar e da quantidade de massa de água por massa de ar (proporção de fluxo úmido). A temperatura do sistema é definida pelo usuário através do banho termostatzado. Devido às restrições técnicas dos controladores, a proporção de fluxo úmido fica limitada no intervalo [6%, 94%]. Caso contrário, devido à baixa referência de fluxo em um dos controladores, a soma dos fluxos na saída não seria inferior àquela referenciada pelo usuário.

Figura 2.3: Diagrama de blocos do sistema de aeração do biorreator em malha aberta. 1- Proporção de Fluxo Seco (subtrai do fluxo total a quantidade de fluxo de ar úmido), 2- Multiplicadores de Fluxo por Razão de Fluxo (seco ou úmido), 3- Controladores de Fluxo de Massa, 4- Umidificador de Ar, 5- Secador de ar, 6- Somador de Fluxos, 7- Distribuidor de Fluxo, 8- Sensor de Umidade Relativa e Temperatura do Ar. Ainda se têm a referência de fluxo (Fluxo de Ar), a referência de umidade relativa, u_1 e u_2 - tensão de controle do controlador de fluxo de massa, F_1 e F_2 - fluxo de ar nas linhas úmida e seca, respectivamente, F - fluxo de ar misturado, %RH- umidade relativa do ar na saída do distribuidor.

Figura 2.4: Curvas psicrométricas: umidade relativa (curvas em azul) em função da temperatura (eixo das abscissas, em preto) e da razão de umidade (eixo das ordenadas, em verde). Fonte: Programa Psicalc.

A referência “fluxo de ar”, da Figura 2.3, é definida pelo usuário a partir do fluxo desejado para cada coluna de fermentação, entre 12 e 36 mL.min⁻¹. No software – programado em Labview versão 8.0 (Farinas, 2010) – esse valor numérico é multiplicado por 19 (número de saídas do distribuidor) e conduzido ao multiplicador (item 2 da Figura 2.3) que determina a razão de fluxo de ar úmido em relação ao fluxo de ar total, que irá alimentar o

processo de FES. O resultado desta multiplicação é então convertido em um valor numérico de tensão, conduzido aos controladores de fluxo de massa pela saída analógica da placa de aquisição, modelo NI-USB-6229-M. Esse valor numérico de tensão é a referência de fluxo de ar dos controladores.

2.2. Modelagem das Plantas

A modelagem das plantas foi realizada a partir de variações, do tipo degrau, da proporção de fluxo úmido, de 55% a 85%, para cada par de parâmetros de entrada fluxo/temperatura do ar, apresentado na Tabela 2.1. Esses valores de proporção de fluxo úmido foram escolhidos de acordo com a faixa operacional nas quais as fermentações ocorrem. A Figura 2.5 ilustra a relação entrada/saída encontrada nas respostas das plantas.

Uma segunda bateria de testes foi realizada para avaliar a reprodutibilidade dos resultados encontrados sob as mesmas condições de aeração e temperatura devido às variações das condições das colunas de secagem e umidificação, ou seja, o quão seca está a sílica e a quantidade de água na coluna de umidificação. Os resultados se encontram na seção 2.3 deste capítulo.

Figura 2.5: Ilustração da entrada aplicada e da saída esperada nesse trabalho, onde $u(t)$ é a proporção de fluxo úmido em relação ao fluxo total e $G(t)$ um sistema que varia em função da temperatura e do fluxo de ar no sistema.

Tabela 2.1: Lista de experimentos realizados, onde 2x representa dois experimentos em uma mesma condição de fluxo e temperatura.

	Fluxo de Ar		
Temperatura	12 mL.min ⁻¹	24 mL.min ⁻¹	36 mL.min ⁻¹
20°C	2x	2x	2x
27°C	2x	2x	2x
32°C	2x	2x	2x

2.2.1. Equacionamento do Modelo

A aplicação de uma entrada degrau foi utilizada, pois estimula todos os modos da planta em estudo, o que permite conhecer o seu comportamento em uma ampla faixa de dinâmicas.

Seja o sistema $G(s)$ representado pelo diagrama da Figura 2.6, onde $U(s)$ é a entrada do sistema e $Y(s)$ sua saída. $G(s)$ determina a dinâmica existente entre a aplicação de uma entrada e a saída correspondente. Fazendo a anti-transformada de Laplace de $G(s)$ encontra-se a equação diferencial (2.1). Vamos reescrevê-la, conforme se segue no texto, com a finalidade de encontrar sua solução de maneira mais fácil.

Figura 2.6: Diagrama em blocos de um sistema dinâmico, representado pela equação diferencial (2.1).

Seja a equação (2.1):

$$\frac{d^n y(t)}{dt^n} + a_{n-1} \frac{d^{n-1} y(t)}{dt^{n-1}} + \dots + a_0 y(t) = bu(t) \quad (2.1)$$

onde $\frac{d^n}{dt^n}$ é a n -ésima derivada da equação diferencial ordinária que representa o sistema, e a_i , com $i=0, \dots, n$, são constantes (DORF, 2006).

Esse modelo é composto por uma soma de várias derivadas de uma mesma variável, cada uma apontando uma dinâmica do sistema. O modelo pode ser reescrito na forma de espaço de estados, que é um sistema de equações diferenciais de primeira ordem (ver equação (2.2)). Para tal, é necessário fazer a seguinte troca de variáveis:

Seja $x_1 = y, x_2 = \dot{x}_1 = \dot{y}, x_3 = \dot{x}_2 = \ddot{y}, \dots, x_n = y^{n-1} = \dot{x}_{n-1}$, onde n-1 representa a (n-1)-ésima derivada da variável y.

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \\ \vdots \\ \dot{x}_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 1 & \dots & 0 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 1 \\ -a_0 & -a_1 & \dots & -a_{n-2} & -a_{n-1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \vdots \\ x_n \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ \dots \\ 0 \\ b \end{bmatrix} [u]$$

$$y = [1 \quad \dots \quad 0 \quad 0] \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \vdots \\ x_{n-1} \end{bmatrix} + [0][u] \quad (2.2)$$

O sistema da Equação (2.2) pode então ser redesenhado através do diagrama da Figura 2.7 e pela Equação (2.3):

Figura 2.7: Representação em espaço de estados do sistema em estudo. Para esse sistema D=0.

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t)$$

$$y(t) = Cx(t), \quad (2.3)$$

a fim de se obter uma solução geral na forma da Equação (2.4).

$$y(t) = e^{At}x(0) + \int_{t_0}^t C e^{A(t-\tau)} Bu(\tau) d\tau \quad (2.4)$$

As particularidades do experimento de resposta ao degrau são definidas por: $u(t) = 0$ para $t \leq t_0$, $u(t) = 1$ para $t > t_0$ e $x(0) = 0$ (condição inicial do sistema). Supondo $t_0 = 0$ a solução da Equação (2.4) é a Equação (2.5).

$$y(t) = \int_0^t C e^{A(t-\tau)} B d\tau \quad (2.5)$$

Dada a solução geral do sistema, vamos trabalhar com um modelo de primeira ordem, escolhido devido à análise das características das respostas obtidas na seção 2.3, na qual se observa que as mesmas têm grande semelhança com a solução desse modelo, Figura 2.8.

A forma geral do modelo de primeira ordem é mostrada na Equação (2.6)

$$\dot{x}(t) + a \cdot x(t) = b \cdot u(t) \quad (2.6)$$

cuja solução é:

$$y(t) = b(1 - e^{-at}), \quad (2.7)$$

onde $a = 1/T$ é a constante de tempo do sistema e b é o ganho do sistema.

A construção de um modelo de primeira ordem é feita a partir da sua constante de tempo, ou seja, o tempo em que o mesmo leva para alcançar 63,2% de sua amplitude de regime permanente, conforme ilustra a Figura 2.8 (OGATA, 1997).

Figura 2.8: Resposta ao degrau de um sistema de primeira ordem (OGATA, 1997).

Os modelos de primeira ordem foram elaborados a partir das médias entre as constantes de tempo de cada experimento sob as mesmas condições de fluxo e temperatura;

exceto para as respostas mais rápida e mais lenta encontradas, nas quais as respostas encontradas foram mantidas a fim de se ampliar a incerteza do sistema. Os modelos obtidos são apresentados na seção 2.3 deste capítulo.

2.3. Resultados do procedimento de modelagem

Apresentamos os resultados em duas partes, tendo por objetivos a simplificação do processo de modelagem do sistema e, também, conhecer alguns comportamentos que não foram incluídos nos modelos, mas que permitem aproximar as simulações do sistema real.

Fizemos a seguinte proposição: se os resultados do desenvolvimento de um controlador, baseado em um modelo mais simples, satisfizerem os índices de desempenho do sistema, não será necessário o uso de modelos mais complexos, simplificando todo o trabalho. Caso contrário, necessitaríamos utilizar modelos mais elaborados, que introduzissem dinâmicas superiores às de primeira ordem, o atraso nas respostas das plantas ou as suas não linearidades. Veremos no Capítulo 4 por que não necessitamos utilizar modelos mais complexos.

2.3.1. Resultados Obtidos: Recursos de Modelagem para aproximar as Simulações do Sistema Real.

Podemos observar na Figura 2.9 (a) e (b) que, para uma mesma entrada aplicada nas plantas em malha aberta, as respostas foram diferentes em ganho, tempo de acomodação e umidade relativa inicial e final; no entanto, apresentam uma dinâmica predominante, a qual assemelha-se bastante àquela apresentada por um sistema de primeira ordem (o que sugere a presença de um pólo dominante num modelo completo do sistema, permitindo sua modelagem através de uma função de transferência de primeira ordem). A Figura 2.9 ilustra quatro dos dezoito experimentos realizados. Esses e os demais resultados encontram-se no Apêndice A. A Tabela 2.2 mostra os níveis alcançados para cada nível de estabilização do sistema, em cada condição de temperatura e fluxo. Por exemplo, na Figura 2.9 (a) a curva D2420 apresentou estabilização para uma entrada de 55% igual a 67% de umidade relativa e para entrada de 85% igual a 85%. Onde DXXYY são os dados obtidos para o fluxo XX

mL/min por coluna e para a temperatura YY °C, então para D2420, 24 mL/min por coluna a 20 °C.

Figura 2.9: Respostas obtidas dos experimentos para a modelagem do sistema. Em (a) temos as respostas mais rápidas do sistema e em (b) as mais lentas. D1232 significa que é o experimento realizado com 12 mL/min por coluna a 32°C, analogamente com as demais. A linha em preto representa a proporção de fluxo úmido aplicada na entrada da planta em (%).

Tabela 2.2: Níveis de RH por experimento/fluxo de ar/temperatura

Fluxo	12 mL/min		24 mL/min		36 mL/min	
Temperatura	55%	85%	55%	85%	55%	85%
Primeira rodada de experimentos						
20	73,9	89,6	67,1	85,5	63,4	83,6
27	74,8	89,2	70,9	85,1	65,6	85,8
32	72,0	88,1	63,3	83,0	59,7	79,7
Segunda rodada de experimentos						
20	78,7	90,2	66,3	84,6	63,1	82,3
27	71,6	87,1	61,2	81,4	59,7	78,8
32	70,7	86,2	60,3	80,1	64,9	83,5

Observou-se que, para cada temperatura do sistema, conforme se aumenta o fluxo de ar, diminui a umidade relativa na qual o sistema se estabiliza. Com isso, optamos por realizar um experimento que mapeasse esse comportamento. No entanto, precisamos ressaltar que

essa é apenas uma das não linearidades encontradas na planta. Na Tabela 2.2 vemos que para uma mesma condição de temperatura e fluxo de ar, em dois experimentos diferentes o sistema se estabiliza com uma umidade relativa diferente. Essas diferenças podem estar atreladas a quão seca está a sílica gel na coluna de secagem, e ao volume de água existente na coluna de umidificação de ar.

O comportamento observado será tratado como o ganho da planta, variável em função do fluxo e da entrada aplicada. Para uma melhor representação desse comportamento, para diferentes fluxos de ar, foram aplicadas diferentes entradas na planta em malha aberta, sendo essas: 6%, 25%, 50%, 75% e 94%. Iniciada uma entrada, o programa utilizado somente passa para a próxima quando a variação da saída foi inferior a 2% durante os últimos 8000 segundos. Com pontos onde a saída estabilizou, foram calculadas três retas que aproximam esse comportamento para as aerações de 12 mL/min, 24 mL/min e 36 mL/min. Essas retas são mostradas nas Equações 2.8 a 2.10 e foram utilizadas no *Simulink* como o ganho da planta a fim de se obter uma melhor aproximação do modelo real, conforme ilustrado na Figura 2.10. As Figuras 2.11 (a), (b) e (c) ilustram as respostas dos experimentos realizados para avaliar a resposta da planta em diversas condições operacionais. As Figuras 2.12 (a), (b) e (c) mostram os pontos nos quais para cada entrada a saída se estabilizou, nos quais foram calculadas as retas.

Figura 2.10: Representação do ganho da planta em função do fluxo de ar. Onde $K(F)$ é o ganho em função do fluxo de ar F .

As equações das retas, conforme calculado na Figura 2.12, são:

$$K(12) = 0,51u + 43,2 \quad (2.8)$$

$$K(24) = 0,68u + 27,2 \quad (2.9)$$

$$K(36) = 0,74u + 19,8 \quad (2.10)$$

onde u é a ação do controlador e $F=[12; 24; 36]$.

Figura 2.11: Resultados do experimento de avaliação da resposta da planta, para os fluxos de 12mL/min (a), 24mL/min (b) e 36 mL/min (c) para as temperaturas de 20 °C, 27 °C e 32 °C, linhas azuis, laranjas e verde respectivamente. As linhas sólidas mostram a umidade relativa na saída da planta e as linhas finas a ação de controle.

Figura 2.12: Umidade relativa na saída da planta versus ação de controle para fluxos de 12 mL/min (a), 24 mL/min (b) e 36 mL/min (c).

2.3.2. Resultados Obtidos: Plantas Modeladas

As Figuras de 2.13 a 2.21 mostram os resultados obtidos para cada par de experimentos realizados sob as mesmas condições de fluxo e temperatura do ar. Com o objetivo de facilitar a elaboração dos modelos, essas curvas foram normalizadas em amplitude e transladadas no tempo, de modo que todas apresentem ganho unitário e o tempo inicial torna-se o instante da aplicação do degrau. Assim, o modelo de primeira ordem pode ser obtido a partir das médias das constantes de tempo de ambos experimentos realizados em cada condição, exceto para os dois extremos, nas quais foram escolhidas as constantes de tempo mais rápida e mais lenta de maneira a se representar toda a faixa de incertezas na dinâmica do sistema.

É possível observar nas mesmas uma grande semelhança entre o modelo matemático e o resultado experimental, o que sugere que a aproximação por um modelo de primeira ordem é factível para esse problema. No entanto, os experimentos apresentam variações e comportamentos que são dependentes das condições externas do ambiente onde o biorreator está localizado. Os principais fatores que podem estar relacionados com essas variações são o volume de água na coluna de umidificação e o quão seca está a sílica em gel no momento de cada experimento, uma vez que esses dois fatores mudam durante os ensaios. Essas variações estabelecem critérios adicionais para a obtenção de um controlador, pois o mesmo deverá ser capaz de atender aos índices de desempenho estabelecidos, independente do meio externo (ou seja, o controlador deve ser robusto não somente às incertezas modeladas, mas também a um conjunto de dinâmicas não modeladas e comportamentos não lineares).

Nas figuras seguintes lê-se na legenda: $GXXYY$, $Ei FXX TYY$, onde $i=1, 2$ é o número do experimento realizado para modelagem da planta, XX é o fluxo de ar que escoa por cada coluna e YY é a temperatura em cada experimento. Por fim, $GXXYY$ é a resposta do modelo calculado para cada condição de fluxo e temperatura.

Figura 2.13: Resposta de umidade relativa para a planta $12 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ sob temperatura de 20°C , curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.14: Resposta de umidade relativa para a planta $12 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ sob temperatura de 27°C , curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.15: Resposta de umidade relativa para a planta 12 mL.min⁻¹ sob temperatura de 32°C, curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.16: Resposta de umidade relativa para a planta 24 mL.min⁻¹ sob temperatura de 20°C, curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.17: Resposta de umidade relativa para a planta 24 mL.min⁻¹ sob temperatura de 27°C, curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.18: Resposta de umidade relativa para a planta 24 mL.min⁻¹ sob temperatura de 32°C, curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.19: Resposta de umidade relativa para a planta 36 mL.min⁻¹ sob temperatura de 20°C, curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.20: Resposta de umidade relativa para a planta 36 mL.min⁻¹ sob temperatura de 27°C, curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Figura 2.21: Resposta de umidade relativa para a planta $36 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ sob temperatura de 32°C , curva preto modelo obtido dos experimentos, a curva laranja é o primeiro experimento realizado e a curva azul o segundo experimento realizado.

Para fins comparativos, os gráficos de todos os modelos obtidos são mostrados juntos com os modelos experimentais na Figura 2.21. Juntos, esses gráficos destacam a necessidade de robustez do controlador, devido a grande variabilidade de comportamentos da planta em estudo, as constantes de tempo variam em mais de 10 vezes entre os dois extremos, conforme as equações (2.12) e (2.16).

Figura 2.22: Comparação entre os modelos levantados e os resultados experimentais. Em preto encontram-se as respostas dos modelos e em azul as experimentais, a linha preta tracejada corresponde aos 63,2% das constantes de tempo para o sistema.

Os modelos obtidos são mostrados nas Equações de 2.11 a 2.19:

$$G_{1220}(s) = \frac{1}{2340s + 1} \quad (2.11)$$

$$G_{1227}(s) = \frac{1}{2935s + 1} \quad (2.12)$$

$$G_{1232}(s) = \frac{1}{1050s + 1} \quad (2.13)$$

$$G_{2420}(s) = \frac{1}{800s + 1} \quad (2.14)$$

$$G_{2427}(s) = \frac{1}{1170s + 1} \quad (2.15)$$

$$G_{2432}(s) = \frac{1}{270s + 1} \quad (2.16)$$

$$G_{3620}(s) = \frac{1}{550s + 1} \quad (2.17)$$

$$G_{3627}(s) = \frac{1}{390s + 1} \quad (2.18)$$

$$G_{3632}(s) = \frac{1}{330s + 1} \quad (2.19)$$

Conforme observado nas Figuras 2.13 a 2.21, os modelos foram capazes de capturar de forma satisfatória os comportamentos físicos do sistema, apesar das não-linearidades e dinâmicas não modeladas. Na Figura 2.22, observa-se que as constantes de tempo de todos os experimentos foram contempladas, mas também que outras dinâmicas influenciam o comportamento do sistema.

O controlador PI desenvolvido anteriormente, foi ajustado pelo método de Ziegler-Nichols, conforme descrito no Capítulo 1, a partir dos modelos das plantas obtidas sob temperatura de 32°C, ou seja, as equações (2.13), (2.16) e (2.19).

Com o equacionamento do sistema obtido, o Capítulo 3 trata da parte teórica do desenvolvimento do controlador.

Capítulo 3

3. FORMULAÇÃO DO CONTROLADOR

Esse capítulo tem por objetivo formalizar a representação matemática do controlador de umidade relativa do ar em função das variações de temperatura e fluxo de ar exigidas pelo usuário. Nesse ínterim, será tratado o porquê da utilização do controlador PI e do método de sintonia dos parâmetros do mesmo, demonstrando que eliminar o erro de regime permanente é uma característica inerente ao integrador. A obtenção de um controlador robusto, capaz de atender aos índices de desempenho desejados perante as variações das constantes de tempo da planta, é facilitada pelo uso da metodologia LMI e das restrições elaboradas no algoritmo V-K.

3.1. Controlador Proporcional-Integrativo

O desempenho de muitos sistemas de controle pode ser afetado pelas características ambientais nas quais estão localizados. Essa afirmativa implica na necessidade de uma compensação da resposta da saída do sistema, caso contrário um sistema em malha aberta pode não responder adequadamente aos comandos do operador. Por exemplo, supondo que um motor apresente uma determinada velocidade de rotação quando submetido a uma determinada tensão de alimentação e em vazio, o mesmo pode ter sua velocidade de rotação reduzida, admitindo-se as mesmas condições de alimentação, quando se acopla uma carga em seu eixo. Os compensadores são utilizados para evitar que esse tipo de efeito ocorra. Isso é, ao invés do usuário determinar a tensão de alimentação do motor, determinaria a velocidade de rotação, deixando-a por conta do controlador, o qual passaria a alterar a tensão de alimentação em função dos desvios da velocidade de rotação com relação à referência que estabelecida pelo usuário, buscando sempre que a velocidade em questão fique o mais próximo possível desta referência.

No sistema em estudo neste trabalho, o usuário tem liberdade de definir tanto a temperatura de operação quanto o fluxo de ar do sistema. Essas modificações fazem com que a umidade relativa do ar do sistema em malha aberta seja alterada, dificultando a caracterização dos processos de FES. Por isso, o sistema de controle deve ser capaz de mantê-la constante durante todo o processo.

Na elaboração de um controlador, o erro de regime desejado define qual o tipo de controlador será utilizado e os índices de desempenho determinam o projeto do mesmo.

Uma vez que se deseja um sistema com erro de regime permanente nulo para uma entrada degrau, o controlador escolhido deve ser do tipo Proporcional Integrativo (PI), pois eliminar o erro de regime para esse tipo de entrada é uma de suas características, conforme será mostrado a seguir. A Figura 3.1 mostra uma planta genérica $G(s)$ sendo controlada por um compensador $C(s)$.

Figura 3.1: Sistema de controle compensado com realimentação unitária, onde $R(s)$ é a referência atribuída pelo usuário, $E(s)$ é o erro entre a referência e a saída $Y(s)$ do sistema, $U(s)$ a ação de controle sobre a planta, $C(s)$ o controlador utilizado e $G(s)$ a planta controlada.

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{C(s)G(s)}{1 + C(s)G(s)} \quad (3.1)$$

O diagrama em blocos da Figura 3.1 pode ser rearranjado de modo a se estudar o comportamento do erro em função do tipo de controlador escolhido, conforme ilustra a Figura 3.2 e a Equação (3.2).

Figura 3.2: Rearranjo da Figura 3.1 para destacar o sinal de erro $E(s)$.

$$\frac{E(s)}{R(s)} = \frac{1}{1 + C(s)G(s)} \quad (3.2)$$

Pelo teorema do valor final (Kuo, 1985), o erro de regime do sistema resulta na Equação (3.3):

$$e_{ss} = \lim_{t \rightarrow \infty} e(t) = \lim_{s \rightarrow 0} s \cdot E(s), \quad (3.3)$$

desde que $s \cdot E(s)$ não possua polos sobre o eixo imaginário ou no semiplano direito. Substituindo a Equação (3.2) em (3.3), tem-se:

$$e_{ss} = \lim_{s \rightarrow 0} \frac{sR(s)}{1 + C(s)G(s)} \quad (3.4)$$

e com essa equação é possível verificar que o erro de regime permanente depende tanto da entrada de referência quanto da função de transferência da malha $C(s)G(s)$.

Aplicando-se uma entrada do tipo degrau, ou seja, $R(s) = 1/s$ e substituindo a Equação do controlador PI (3.5) e da planta de 1ª ordem (3.6) na Equação (3.3), tem-se a função de transferência da malha $C(s)G(s)$ dada pela Equação (3.7).

$$C(s) = Kp \frac{(s + \frac{1}{Ti})}{s} \quad (3.5)$$

$$G(s) = \frac{1}{\tau s + 1} \quad (3.6)$$

$$C(s)G(s) = \frac{Kp \left(s + \frac{1}{Ti}\right)}{s(\tau s + 1)} \quad (3.7)$$

Assim, o erro de regime permanente para entrada degrau pode ser descrito por:

$$e_{ss} = \lim_{s \rightarrow 0} \frac{s * 1/s}{\left(1 + \frac{Kp \left(s + \frac{1}{Ti}\right)}{s(\tau s + 1)}\right)} \quad (3.8)$$

$$e_{ss} = \lim_{s \rightarrow 0} \frac{s(\tau s + 1)}{\left(\tau s^2 + (Kp + 1)s + \frac{Kp}{Ti}\right)} \quad (3.9)$$

$$e_{ss} = \frac{0}{\left(\frac{Kp}{Ti}\right)} = 0. \quad (3.10)$$

A Equação (3.10) mostra que para esse tipo de entrada a ser aplicada no sistema, o erro de regime permanente é nulo, conforme os requisitos do projeto. Com isso, falta sintonizar os parâmetros de Kp e Ti para os índices de desempenho exigidos em projeto, sobressinal inferior a 10% e tempo de acomodação inferior a 12000 segundos.

3.2. Procedimento para Sintonia de Controladores Robustos

No Capítulo 2, calculamos o modelo de nove plantas. Dessas nove, foram escolhidas duas, a mais rápida e a mais lenta, para serem os limites de robustez dos índices de desempenho do controlador a ser desenvolvido. Essa escolha foi feita por causa das constantes de tempo das mesmas, pois as demais plantas possuem constantes de tempo dentro da faixa cujos limites são dados por essas duas constantes, conforme as Figuras 3.3 e 3.4 e a Tabela 3.1. Consequentemente, a formulação do problema de controle garante que o controlador projetado apresente desempenho satisfatório para todas as demais plantas.

Figura 3.3: Respostas ao degrau unitário dos modelos das plantas calculadas.

Na Figura 3.3 observa-se que todas as curvas em preto são limitadas pelas curvas em azul, as quais são mostradas como os limites do conjunto de pólos reais das plantas calculadas no plano complexo da Figura 3.4.

A Tabela 3.1 mostra todas as constantes de tempo obtidas no Capítulo 2 e destaca as duas com as quais o controlador robusto será desenvolvido.

Figura 3.4: Limites das constantes de tempo no plano complexo.

Tabela 3.1: Constantes de tempo do sistema de 1ª ordem. Sublinhadas em negrito as plantas selecionadas para determinação da robustez do sistema.

Planta		Tempo (s)
τ 1220		2340
τ 2420		800
τ 3620		550
<u>τ 1227</u>	τ_1	<u>2935</u>
τ 2427		1170
τ 3627		390
τ 1232		1050
<u>τ 2432</u>	τ_2	<u>270</u>
τ 3632		330

3.2.1. Efeito dos Pólos e do Zero do Sistema Realimentado

Estabelecida a região das constantes de tempo das plantas, na qual o controlador deve atingir os índices de desempenho, passa-se à formalização matemática do procedimento de

sintonia do controlador. Considere a transformação da função de transferência de 1ª ordem para o espaço de estado:

$$X(s) = \frac{1}{\tau_i s + 1} U(s) \quad (3.11)$$

$$x(t) + \tau_i \dot{x}(t) = u(t),$$

onde $i = 1, 2$. Considerando-se a saída $y(t) = x(t)$, onde $x(t)$ é o estado do sistema, então se tem a função para o sistema a ser controlado:

$$\dot{x}(t) = -\frac{1}{\tau_i} x(t) + \frac{1}{\tau_i} u(t) \quad (3.12)$$

$$y(t) = x(t) \quad (3.13)$$

o modelo do controlador é analogamente obtido de sua função de transferência.

$$U(s) = -Kp \frac{\left(s + \frac{1}{Ti}\right)}{s} Y(s) \quad (3.14)$$

$$\dot{u}(t) = -Kp \dot{y}(t) - \frac{Kp}{Ti} y(t) \quad (3.15)$$

Substituindo-se (3.12) e (3.13) em (3.15), obtém-se a Equação (3.16):

$$\dot{u}(t) = Kp \left(\frac{1}{\tau_i} x(t) - \frac{1}{\tau_i} u(t) \right) - \frac{Kp}{Ti} x(t) \quad (3.16)$$

que em conjunto com a Equação (3.15) formam a equação de malha fechada do sistema:

$$\dot{x}(t) = -\frac{1}{\tau_i} x(t) + \frac{1}{\tau_i} u(t)$$

$$\dot{u}(t) = Kp \left(\frac{1}{\tau_i} x(t) - \frac{1}{\tau_i} u(t) \right) - \frac{Kp}{Ti} x(t)$$

resultando no modelo em espaço de estados da Equação (3.17).

$$\begin{bmatrix} \dot{x} \\ \dot{u} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\frac{1}{\tau_i} & \frac{1}{\tau_i} \\ \left(-\frac{Kp}{Ti} + \frac{Kp}{\tau_i}\right) & -\frac{Kp}{\tau_i} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ u \end{bmatrix} \quad (3.17)$$

Para facilitar a leitura, (3.17) é reescrita na forma da Equação (3.18):

$$\begin{bmatrix} \dot{x} \\ \dot{u} \end{bmatrix} = \tilde{A} \begin{bmatrix} x \\ u \end{bmatrix} \quad (3.18)$$

ou seja:

$$\tilde{A} = \begin{bmatrix} -\frac{1}{\tau} & \frac{1}{\tau} \\ \left(-\frac{Kp}{Ti} + \frac{Kp}{\tau_i}\right) & -\frac{Kp}{\tau_i} \end{bmatrix}$$

Nesse modelo, τ_i são parâmetros conhecidos, Kp e Ti são o ganho e o tempo de integração do controlador que satisfazem os índices de desempenho estabelecidos para τ_1 e τ_2 . Os índices de desempenho necessários, ilustrados no transitório da Figura 3.5, para atender ao projeto do sistema são:

- Sobressinal, $MP(\%) < 10\%$,
- Tempo de acomodação, $T_s < 12000$ segundos.

Esses critérios foram escolhidos para que o período de transitório da unidade relativa seja inferior a 5% do tempo de um processo fermentativo, 72 horas ou 259200 segundos, minimizando os efeitos das incertezas na análise dos resultados das fermentações.

Figura 3.5: Transitório da função de segunda ordem, com sobressinal e tempo de acomodação menores que 10% e 12000 segundos, respectivamente.

Sejam λ_i os autovalores de $\tilde{A}$ em (3.18) com multiplicidade n_i , então o polinômio característico de $\tilde{A}$ pode ser encontrado através do determinante de (3.19). Os autovalores de $\tilde{A}$ de são os pólos da Equação (3.20).

$$\Delta(s) = \det(sI - \tilde{A}) = \prod_2 (s - \lambda_i)^{n_i} \quad (3.19)$$

onde I é a matriz identidade de ordem 2, 2 é o número de autovalores de $\tilde{A}$ e o polinômio característico de (3.20) (CHEN, 1998). Assim, o polinômio característico se torna:

$$\Delta(s) = s^2 + (\lambda_1 + \lambda_2)s + \lambda_1 \cdot \lambda_2 \quad (3.20)$$

A função de transferência de um sistema de segunda ordem é dada por (3.21).

$$G(s) = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta \cdot \omega_n \cdot s + \omega_n^2} \quad (3.21)$$

Com isso, os coeficientes da substituição de (3.8) em (3.1) são:

$$\lambda_1 + \lambda_2 = 2\zeta \cdot \omega_n = \frac{(Kp + 1)}{\tau} \quad (3.22)$$

$$\lambda_1 \cdot \lambda_2 = \omega_n^2 = \frac{Kp}{\tau \cdot Ti} \quad (3.23)$$

Com os índices de desempenho definidos e sabendo-se que os autovalores de $\tilde{A}$ definem a dinâmica do sistema, é possível estabelecer o lugar das raízes do sistema realimentado de 2ª ordem, Equação (3.20), definido em função dos valores de ζ e ω_n , dados pelas Equações (3.24) e (3.25) (OGATA, 1997). A Figura 3.6 localiza um pólo do par complexo conjugado do sistema em função de ζ e ω_n . Assim, é possível construir a Figura 3.7, na qual estão localizado todos os autovalores da Equação (3.17), raízes da Equação (3.20), que satisfazem os índices de desempenho escolhidos.

$$MP(\%) = e^{\frac{\zeta}{\sqrt{1-\zeta^2}}\pi} \quad (3.24)$$

$$Ts = \frac{4}{\zeta \omega_n} \quad (3.25)$$

Figura 3.6: Localização dos pólos de uma função de transferência em função de ζ e ω_n . A Figura foi obtida de (OGATA, 1997).

Substituindo MP(%) e Ts nas Equações (3.24) e (3.25), encontram-se valores de $\zeta < 0,59$ e $\omega_n > 0,000559 \text{ rad.s}^{-1}$, resultando no lugar das raízes mostrado na Figura 3.7, onde $\sigma = \zeta\omega_n$ e $\beta = \cos^{-1}(\zeta)$, ou seja, $-\sigma \geq 0,00033$ e $\beta \leq 53,85^\circ$.

Figura 3.7: Lugar geométrico das raízes contendo os índices de desempenho para o sistema em estudo.

Todavia, estabelecido esse lugar das raízes para um sistema de segunda ordem, deve-se observar que função de transferência da Equação (3.21) não é igual à substituição de (3.7) em (3.1). Realizando-se essa substituição encontra-se a Equação (3.26) que pode ser reescrita na forma da Equação (3.27), cujos pólos são os mesmos de (3.24), mas apresentando o efeito de um zero adicionado pelo integrador.

$$\hat{G}(s) = \frac{\frac{Kp}{\tau} \left(s + \frac{1}{Ti} \right)}{s^2 + \frac{(Kp + 1)}{\tau} s + \frac{Kp}{\tau \cdot Ti}} \quad (3.26)$$

$$\hat{G}(s) = \frac{\frac{\omega_n^2}{a} (s + a)}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (3.27)$$

Dorf (2005) afirma que o desenvolvimento de uma expressão matemática que define o sobressinal considerando-se o efeito do zero é impraticável, apresentando somente um método gráfico de análise. Isso resulta que a utilização do lugar das raízes da Figura 3.7, acrescido da análise da proximidade do zero, que pode ser feita na Figura 3.8, ajuda o projetista a escolher os valores de Kp e Ti que resultem no sobressinal desejado. Na Equação (3.27), a é o zero adicionado pelo controlador PI. Na Figura 3.8, o sobressinal da Equação (3.27) é o ponto no eixo das abscissas correspondente ao cruzamento do fator de amortecimento da planta estudada, ζ , com o valor de $a/\zeta\omega_n$.

Figura 3.8: Efeito da proximidade do zero com relação aos pólos no sobressinal do sistema realimentado em função do amortecimento. Cada uma das curvas representa o valor de ζ está exposto à sua direita. O sobressinal da Equação (3.27)

3.2.2. Algoritmo para Sintonia do Controlador Robusto

Observa-se através da Figura 3.7 que existem infinitos K_p e T_i que atendem aos índices de desempenho desejados. Também, observa-se através da Figura 3.8 que conforme se diminui o valor de $\frac{a}{\zeta\omega_n}$ aumenta-se o sobressinal do sistema realimentado. Com essas considerações, o algoritmo utilizado nesse trabalho, baseado no Teorema de Lyapunov para estabilidade de sistemas lineares (CHEN, 1998), é definido através das equações (3.28) e (3.29) (OLIVEIRA et al, 2010). A partir de valores iniciais para K_p e T_i , o algoritmo calcula um novo par que aloca os pólos do sistema na região hachurada da Figura 3.7 e compara o efeito da proximidade do zero, inserido pelo integrador, através dos valores de ζ , ω_n e T_i , dados pela realimentação do sistema, por meio de um mapeamento da Equação (3.28), mostrado na Figura 3.9.

As desigualdades (3.28) e (3.29) estabelecem condições para o atendimento dos requisitos colocados para a resposta de um sistema de segunda ordem (OLIVEIRA et al, 2010).

$$\tilde{A}^T P + P \tilde{A} + 2\sigma P < 0, \quad P > 0 \quad (3.28)$$

$$\begin{bmatrix} \sin(\beta)(\tilde{A}^T P + P \tilde{A}) & \cos(\beta)(P \tilde{A} - \tilde{A}^T P) \\ \cos(\beta)(\tilde{A}^T P - P \tilde{A}) & \sin(\beta)(\tilde{A}^T P + P \tilde{A}) \end{bmatrix} < 0 \quad (3.29)$$

Na desigualdade (3.28), $\sigma = \zeta\omega_n$ define o tempo de acomodação do sistema e na desigualdade (3.29), $\beta = \cos^{-1}(\zeta)$ define o sobressinal do sistema.

O mapeamento da Equação (3.27) foi realizado no *Matlab*TM através da aplicação da função degrau unitário “*step*” para cada sistema realimentado em função de K_p e T_i gerados pelo algoritmo e para ambos os valores de τ destacados na Tabela 3.1. O mapeamento foi realizado para valores de $\zeta = [0,1; 1]$, com intervalos de 0,02, e para valores de $a = [0,1; 10]$, também com intervalos de 0,02. Na função (3.27), admitimos $\omega_n = \frac{1}{\zeta \cdot a}$, a fim de permitir um mapeamento que dependa apenas de ζ e a . O resultado obtido foi gravado em uma matriz $DMP(\zeta, a)$, matriz de sobressinais. Para cada novo par de K_p e T_i gerado pelo o algoritmo encontra-se, na Equação (3.27), os valores de ζ e a correspondentes à realimentação pelo controlador PI e verifica-se se $DMP(\zeta, a) < MP(\%)$ da equação (3.24). Se a ultrapassagem percentual de (3.27) for menor do que a de (3.17), os valores de K_p e T_i encontrados satisfazem os índices de desempenho, mesmo com a proximidade do zero. Caso contrário, o

algoritmo restringe o valor máximo admissível de ζ e inicia-se outra busca, conforme a Figura 3.10.

O desenvolvimento do controlador LMI foi baseado no algoritmo V-K utilizado por Oliveira et al (2010), cujo objetivo era calcular um controlador para estabilizar sistemas elétricos de potência. O algoritmo utilizado foi o V-K, que significa iterações de busca entre a equação de Lyapunov (V) e a do controlador (K), o qual é um método para se encontrar soluções de problemas conhecidos por BMI's (do inglês Bilinear Matrix Inequalities, Desigualdades Matriciais Bilineares). Chamam-se BMI's a classe de inequações que possuem produto cruzado em suas variáveis, o que pode ser observado nas Equações (3.28) e (3.29), visto que, pelo Teorema de Lyapunov, é necessário encontrar tanto uma matriz positiva definida P para dados Kp e Ti iniciais (dados a partir de estimativas criteriosas), quanto encontrar (de maneira iterativa) os parâmetros Kp e Ti que satisfazem as desigualdades de (3.28) e (3.29) (OLIVEIRA, 2010).

Figura 3.9: Matriz de sobressinais com eixo dos sobressinais em escala logarítmica. Na escala $MP(\%) = (DMP(\zeta, a) - 1) * 100\%$, o que significa que se $DMP(\zeta, a)=1$, então $MP(\%) = 0\%$ e se $DMP(\zeta, a) = 10$, então $MP(\%) = 900\%$.

O algoritmo V-K tem por finalidade encontrar a solução das equações (3.30) e (3.31) primeiramente fixando P e encontrando uma solução para a matriz $\tilde{A}$ e depois fixando $\tilde{A}$ e encontrando nova solução para P iterativamente até que exista $\eta < 0$, tal que:

$$\tilde{A}^T P + P \tilde{A} + 2\sigma P - \eta I < 0 \quad (3.30)$$

$$\begin{bmatrix} \sin(\theta)(\tilde{A}^T P + P \tilde{A}) & \cos(\theta)(P \tilde{A} - \tilde{A}^T P) \\ \cos(\theta)(\tilde{A}^T P - P \tilde{A}) & \sin(\theta)(\tilde{A}^T P + P \tilde{A}) \end{bmatrix} - \eta I < 0. \quad (3.31)$$

O que garante, conforme mencionado anteriormente, que todos os autovalores de $\tilde{A}$ possuem parte real negativa menor que $\sigma \leq -0,00033$ e tenham coeficiente de amortecimento $\zeta > 0,59$, sendo que $\theta = \cos^{-1} \zeta$.

Foram adicionadas ao algoritmo uma condição de limitação do sobressinal e uma restrição de busca para K_p . A primeira foi a contribuição desse trabalho no desenvolvimento do algoritmo. Esse passo de limitação do sobressinal foi necessário, pois durante a fase de simulações, o controlador PI obtido gerava um sobressinal do que os estabelecidos no projeto, comprometendo o desempenho do sistema. A segunda restringe K_p na faixa $K_p \in [0,8; 1,6]$, pois valores diferentes podem causar sinais de controle não desejados (excessivamente grandes, causando saturação do atuador, ou insignificantes, sendo insuficientes para o controle) na planta real. Essa restrição foi adicionada também devido às dinâmicas não consideradas da planta no modelo assumido para os estudos. O código fonte do algoritmo utilizado encontra-se no Apêndice B. Os parâmetros do controlador encontrado são dados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Parâmetros do controlador encontrados pelo algoritmo V-K.

K_p	1,53
T_i	1434 segundos

Esse controlador foi simulado nas nove plantas das Equações (2.6) a (2.14) e os resultados são apresentados no Capítulo 4.

Com o intuito de comparar o método proposto com a prática usual em problemas de controle desta natureza, foi feita a aplicação do método de Ziegler-Nichols, conforme descrito nas Equações (1.7) a (1.9) e no uso do ajuste manual da Tabela 1.3 para as plantas descritas pelas Equações (2.9), (2.12) e (2.15). A aplicação deste método resultou em um controlador, cujo ganho e tempo de integração são mostrados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3: Parâmetros do controlador encontrados pelo método de Ziegler-Nichols.

K_p	1,35
T_i	434 segundos

Para estabelecer a comparação mencionada, ambos os métodos foram simulados e implementados no sistema real nas mesmas condições ambientais, já descritas no Capítulo 2. Também foi realizado um teste de estabilidade do sistema de controle da umidificação do ar em condições não nominais do sistema. Para esse último teste, uma condição que pode ocorrer em uma fermentação é um baixo nível de água no reservatório do umidificador. Os resultados são mostrados no Capítulo 4 dessa dissertação.

Figura 3.10: Algoritmo de busca V-K com otimização de sobressinal na presença do zero.

Capítulo 4

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Esse capítulo tem por objetivo apresentar os resultados das simulações e os experimentais do controlador obtido pelo algoritmo estudado no Capítulo 3 e aplicado nas plantas elaboradas no Capítulo 2. Comparar esses resultados com o controlador elaborado anteriormente pelo método de Ziegler-Nichols (ZN). Por último, comparar o resultado de ambos em um processo fermentativo real.

4.1. Resultado das Simulações e dos Experimentos do Controlador PI

Os resultados são apresentados em três subseções, nas duas primeiras o resultado da aplicação de um degrau na referência de fluxo úmido e na terceira um teste do sistema durante o tempo de um processo fermentativo:

- 1- Resultados das saídas das plantas para o controlador ZN e para o controlador LMI, Figuras de 4.1 a 4.18, ímpares e pares respectivamente. Nas figuras, a linha pontilhada marca o sobressinal das respostas experimentais e a linha tracejada-pontilhada a região de acomodação ($\pm 2\%$ da amplitude degrau aplicado). A região de acomodação pertence ao intervalo $[74,6\%; 75,4\%]$ de umidade relativa.
- 2- Ação dos controladores sobre as plantas, Figuras de 4.19 a 4.27, (a) para o controlador ZN e (b) para o controlador LMI.
- 3- Comparação entre os controladores ZN e LMI em um processo fermentativo, Figura 4.27.

4.1.1. Resultado da Planta Controlada

Figura 4.1: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura 4.2: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura 4.3: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura 4.4: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura 4.5: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura 4.6: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura 4.7: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura 4.8: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura 4.9: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura 4.10: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura 4.11: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura 4.12: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura 4.13: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 32 °C.

Figura 4.14: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 12 mL/min e temperatura de 32 °C.

Figura 4.15: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 32 °C.

Figura 4.16: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 24 mL/min e temperatura de 32 °C.

Figura 4.17: Respostas da planta controlada, metodologia de Ziegler-Nichols, para um fluxo de 36mL/min e temperatura de 32 °C.

Figura 4.18: Respostas da planta controlada, metodologia LMI, para um fluxo de 36 mL/min e temperatura de 32 °C.

4.1.2. Ação do Controlador Sobre a Planta

Figura 4.19: Ação do controlador para temperatura de 20°C e fluxo de 12 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.20: Ação do controlador para temperatura de 20°C e fluxo de 24 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.21: Ação do controlador para temperatura de 20°C e fluxo de 36 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.22: Ação do controlador para temperatura de 27°C e fluxo de 12 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.23: Ação do controlador para temperatura de 27°C e fluxo de 24 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.24: Ação do controlador para temperatura de 27°C e fluxo de 36 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.25: Ação do controlador para temperatura de 32°C e fluxo de 12 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.26: Ação do controlador para temperatura de 32°C e fluxo de 24 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

Figura 4.27: Ação do controlador para temperatura de 32°C e fluxo de 36 mL/min por coluna. A Figura (a) é o controlador ZN e a (b) o LMI.

4.1.3. Controle de uma Fermentação de 72 horas

As fermentações, cujos dados dos controladores são mostrados na Figura 4.28, ocorreram entre os dias 25/07/2011 e 28/07/2011 com início às 11:30h para o controlador ZN e entre 09/08/2011 e 12/08/2011 com início às 15:30h para o controlador LMI. Considera-se a temperatura do processo constante, pois a variação de $0,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ é praticamente o erro de medida do sensor, $\pm 0,2\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $32\text{ }^{\circ}\text{C}$. O sensor possui erro de medida de umidade relativa de $\pm 1\%$ a $32\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Figura 4.28: Comportamento da planta e dos controladores ZN e LMI durante uma fermentação de 72 horas a temperatura constante.

4.2. Discussão dos Resultados

4.2.1. Simulações

Para as simulações, observa-se que todos os resultados, da saída da planta controlada pelo compensador LMI desenvolvido nesse trabalho, para as diversas condições operacionais propostas atingiram os índices de desempenho propostos. Isso mostra que as restrições estabelecidas no algoritmo V-K são eficientes para o desenvolvimento de um controlador.

As respostas da saída da planta para o controlador ZN mostram que o mesmo, de uma maneira geral, possui um tempo de acomodação menor do que o LMI. Por outro lado, também apresenta um maior sobressinal, o que se deve ao menor tempo de integração do controlador.

Conforme apresentado no Capítulo 1, os principais objetivos do controlador ZN foram a estabilidade do sistema em malha fechada e a minimização do erro de regime permanente das condições da aeração durante o período de uma fermentação com o sistema operando a 32 °C. Para essa temperatura, os resultados das simulações desse controlador apresentam índices de desempenho melhores do que para as outras duas. Ainda assim, apresenta sobressinal superior a 15%, na condição da Figura 4.13.

O tempo de acomodação mais conservador do controlador LMI vem acompanhado de uma ação de controle mais suave. Observa-se nas Figuras 4.19 (a) e 4.22 (a) que o controlador ZN saturou a entrada da planta. Uma ação de controle suave em uma planta com modelo de primeira ordem pode indicar que os modos de alta frequência da planta real não serão estimulados pelo controlador, evitando assim respostas indesejáveis.

Na análise da ação dos controladores, Figuras 4.19 a 4.27, observa-se que para o controlador ZN, de uma maneira geral, a ação do controlador sobre a planta é maior do que a do controlador LMI. Essa amplitude maior se torna mais evidente na saturação do controle nas simulações, Figuras 4.19 (a) e 4.22 (a).

4.2.2. Experimentos

Os resultados das saídas das plantas mostram que o controlador LMI atingiu os índices de desempenho estabelecidos para todas as condições de aeração e temperatura propostas. Por outro lado, o controlador ZN, de uma maneira geral, apresentou tempos de acomodação

inferiores ao LMI, mas também, conforme a Figura 4.1, apresenta um sobressinal de quase 20% para a condição de fluxo de 12 mL/min e temperatura de 20 °C. Mesmo não sendo a proposta do controlador ZN, os resultados experimentais para o sistema operando a 32 °C, Figuras 4.13, 4.15 e 4.17, atingiram os índices de desempenho propostos pelo trabalho atual.

Com relação à ação de controle da implementação, a amplitude da ação do controlador ZN é, quase sempre, maior ou igual ao controlador LMI. Essa maior amplitude é correspondente ao observado nas simulações. Essa maior ação de controle se deve ao menor tempo de integração do primeiro, pois age mais rapidamente no sistema.

Durante um processo de longa duração, muitos fatores podem alterar as condições ambientais na sala onde o biorreator localizado, sendo o principal a temperatura dessa sala. Por exemplo, a temperatura da sala varia durante o dia, sendo mais quente à tarde do que no final da madrugada. Também pode ocorrer que liguem a capela de fluxo laminar que se encontra nessa mesma sala, o que altera rapidamente a temperatura do ambiente. Quando o sistema de ar condicionado está acionado, a variação da temperatura gira em torno de 2 °C, mas normalmente quando se liga o fluxo laminar, desliga-se o ar condicionado. Portanto, as variações que ocorrem no controlador LMI, conforme está mostrado na Figura 4.27 (a), apenas reforçam que o mesmo é capaz de eliminar o erro de regime, mesmo sob distúrbios externos ao sistema. Embora ainda deva ser notado que essas variações encontram-se dentro do erro de medida relatado pelo fabricante.

As diferenças encontradas entre as simulações e os experimentos se devem às dinâmicas não modeladas do sistema. No entanto, as retas que representam o ganho da planta e a umidade relativa residual no sistema em função do fluxo de ar aproximaram consideravelmente a ação do controlador simulado da ação de controle experimental. Caso não fosse feito assim, a ação do compensador em todas as simulações teria condição inicial de 55% e final em 75%, diminuindo a semelhança da simulação perante o experimento. Claramente, ainda existem outras dinâmicas que não foram modeladas nesse trabalho que diminuem a correspondência entre o experimental e o simulado. Contudo, maiores estudos nesse sentido resultariam em muitos esforços, que não necessariamente acabariam trazendo um modelo próximo ao real. O que se deve às variações das condições físicas do sistema, descrito na Seção 2.3.1.

Capítulo 5

5. CONCLUSÃO

No Capítulo 2 fizemos a escolha de trabalhar com um modelo para a planta em malha aberta de primeira ordem. Essa escolha pressupunha que se os índices de desempenho do sistema fossem satisfeitos, não seria necessário o uso de modelos mais complexos, o que resulta na simplificação de todo o trabalho. Com os resultados obtidos, concluimos que a escolha dos modelos de primeira ordem sem atraso para o desenvolvimento do controlador LMI foi uma boa decisão, visto que os índices foram satisfeitos para todas as condições ambientais de fluxo de ar e temperatura propostos.

Durante a fase de desenvolvimento do controlador ZN foram realizadas muitas simulações, com o objetivo de se testar várias combinações de K_p e T_i para garantir, pelo ao menos ao nível de um modelo simplificado, os melhores índices de desempenho possíveis. Se os índices de desempenho para esse controlador a 32 °C, fossem os mesmos do controlador LMI, o número de simulações seria maior. Isso porque as respostas da simulação atingiram sobressinais maiores do que os estabelecidos. Esse número poderia aumentar ainda mais se fossem consideradas as outras temperaturas desse trabalho.

O desenvolvimento do controlador LMI foi baseado no algoritmo V-K desenvolvido por Oliveira et al (2010), cujo objetivo era calcular um controlador para estabilizar sistemas elétricos de potência. A restrição de busca para esse algoritmo foi o fator de amortecimento do sistema em malha fechada. No trabalho atual, foi adicionado como restrição o tempo de amortecimento do sistema e o máximo sobressinal admissível na presença de zeros inseridos pelo controlador PI.

Em contraste com o desenvolvimento de um controlador PI pela metodologia Ziegler-Nichols, o cálculo de um controlador utilizando o algoritmo V-K é realizado em poucos segundos. Isso acontece porque todo processo iterativo de sintonia manual exigido pelo primeiro é realizado em um processo computacional. Esse processo de busca necessita de estimativas criteriosas para os valores iniciais de K_p e T_i . No final da busca são obtidos, se

existirem, K_p e T_i satisfazendo os índices de desempenho exigidos para o sistema. O algoritmo utilizado ainda apresenta a vantagem de ser capaz de sintonizar automaticamente, em uma malha fechada, mais do que um controlador, sintonia esta que seria muito difícil de ser realizada manualmente.

Conforme relatado no primeiro capítulo, a maior parte dos controladores utilizados na aeração dos processos de FES têm sido do tipo Liga-Desliga, PI/PID e algoritmos do tipo modelo preditivo aplicados à dinâmica de biorreatores de grande porte. No entanto, para o controle de sistema de aeração não encontramos na literatura referências que discutissem a importância de tal controle, tampouco que discutissem os índices de desempenho para esses sistemas. Com isso, esse trabalho vem complementar toda a literatura disponível, adaptando e desenvolvendo uma metodologia de sintonia de controladores PI/PID, o que permite aos projetistas dos sistemas sintonizar tais controladores com os índices de desempenho que melhor desejarem. Isso facilita o desenvolvimento tanto de sistemas de pequeno porte, quanto uma possibilidade para sistemas grande porte.

5.1. Perspectivas Futuras

Para melhorar os índices de desempenho do sistema estudado, a perspectiva mais viável é a construção de um novo sistema de distribuição de fluxo de ar, a qual se deve à intenção de transformar o biorreator no qual esse trabalho foi desenvolvido em um produto comercial. Para tal, é necessário que o distribuidor seja facilmente reproduzível, importando saber que o modelo utilizado nesse trabalho não o é.

Relativo ao desenvolvimento da FES, os próximos passos serão voltados a:

- estudo, caracterização e modelagem do processo fermentativo em malha aberta;
- desenvolvimento de um sistema que controle, a partir do modelo desenvolvido, as condições de aeração do biorreator, conforme as condições observadas e estimadas do processo fermentativo, com a finalidade de se produzir o máximo possível as enzimas de interesse em um sistema de maior porte.

Entende-se por sistema de maior porte, um biorreator cuja capacidade seja de 50 a 100 vezes maior do que os 12 a 20 gramas de capacidade das colunas atualmente utilizadas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ASTRÖM, K. J., HÄGGLUND, T., PID Controlers: Theory, Desing, and Tuning, 343 pg, Instrument Society of America, 1995.

BARSTOW, L. M., DALE, B. E., TENGGERDY, R. P., Evaporative Temperature and Moisture Control in Solid Substrate Fermentation, Biotechnology Techniques, vol. 2, pg 237, 242, 1988.

CARLILE, M. J., WATKINSON, S. C., GOODAY, G. W., The Fungi, 588 pg, Academic Press, 2001.

CASTAÑEDA, G. S., HERNÁNDEZ, M. R. T., LONSANE, B. K., NAVARRO, J. M., ROUSOS, S., DUFOUR, D., RAIMBAULT, M., On-line Automated Monitoring and Control Systems for CO₂ and O₂ in Aerobic and Anaerobic Solid-State Fermentations, Process Biochemistry, vol. 29, pg 13-24, 1994.

CHAHAL, D. S., Solid-State Fermentation with *Trichoderma reesei* for Cellulase Production, Applied and Environmental Microbiology, vol. 49, pg 205-210, 1985.

CHEN, C. T., Linear System Theory and Design, 334 pg, Oxford University Press, 1999.

DORF, R. C., BISHOP, R. H., Modern Control Systems, 831 pg, Prentice-Hall, 2006.

DURAND, A., Bioreactor Designs for Solid State Fermentation, Biochemical Engineering Journal, vol. 13, pg. 113-125, 2003.

NIELSEN, J., Fermentation monitoring, design and optimization, The encyclopedia of bioprocess technology: fermentation, biocatalysis and bioseparation, pg 1149-1157, John Wiley & Sons, 1999.

FARINAS, C. S., VITCOSQUE, G. L., FONSECA, R. F., BERTUCCI NETO, V., COURI, S., Modeling the effects of solid state fermentation operating conditions on endoglucanase production using an instrumented bioreactor, Industrial Crops and Products, vol 34, pg 1186 – 1192, 2011.

FONSECA, R. F., BERTUCCI-NETO, V., FARINAS, C. S., RAMOS, R. A., Sistema de Controle de Umidade Relativa do Ar para Aeração de Processos de Fermentação em Estado Sólido em Temperatura Estável, XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Anais do Congresso, Foz do Iguaçu, 2010.

GIBBONS, W. R., WESTBY, C. A., DOBBS, T. L., Intermediate-Scale, Semicontinuous Solid-Phase Fermentation Process for Production of Fuel Ethanol from Sweet Sorghum, *Applied and Environmental Microbiology*, vol. 51, pg 115-122, 1986.

HAN, Y. W., ANDERSON, A. W., Semisolid Fermentation of Ryegrass Straw, *Applied Microbiology*, vol. 30, pg 930-934, 1975.

HÖLKER, U., HÖFER, M., LENZ, J., Biotechnological advantages of laboratory-scale solid-state fermentation with fungi, *Applied Microbiology Biotechnology*, vol. 64, pg 175-186, 2004

KUO, B., *Sistemas de Controle Automático*, 653 pg, Prentice Hall do Brasil, 1985.

LINDENFELSER, L. A., CIEGLER, A., Solid-Substrate Fermentor For Ochratoxin A Production, *Applied Microbiology*, vol. 29, pg 323-327, 1975.

MALATHI, S., CHAKRABORTY, R., Production of Alkaline Proteases by a New *Aspergillus falvus* Isolate under Solid-Substrate Fermentation Conditions for Use as a Depilation Agent, *Applied and Environmental Microbiology*, vol. 57, pg 712-716, 1991.

MITCHELL, D.A., KRIEGER, N., STUART, D.M., PANDEY, A. New developments in solid-state fermentation II. Rational approaches to the design, operation and scale-up of bioreactors. *Process Biochemistry*, v. 35, 2000, pp. 1211–1225

MITCHELL, D. A., KRIEGER, N., BEROVIC, M., *Solid-State Fermentation Biorreactors: Fundamentals of Design and Operation*, 447 pg, Springer, 2006.

NAGEL, F. J. I., TRAMPER, J., BAKKER, M. S. N., RINZEMA, A. Temperature Control In A Continuously Mixed Bioreactor For Solid-State Fermentation, *Biotechnology And Bioengineering*, vol. 72, January 20, 2001.

NAJAFPOUR, G. D., Biochemical Engineering and biotechnology, 421 pg, Elsevier, 2007.

OGATA, K., Modern Control Engineering, 997 pg, Prentice Hall, 1997.

OLIVEIRA, R. V., RAMOS, R. A., BRETAS, N. G., An Algorithm for Computerized Automatic Tuning of Power System Stabilizers, Control Engineering Practice, vol 18, pg 45-54, 2010.

PEÑALOZA, W., MOLINA, M. R., BRENES, R. G., BRESSANI, R., Solid-State Fermentation: an Alternative to Improve the Nutritive Value of Coffee Pulp, Applied and Environmental Microbiology, vol. 49, pg 388-393, 1985.

RAIMBAULT, M., ALAZARD, D., Culture Method to Study Fungal Growth in Solid Fermentation, European Journal of Applied Microbiology and Biotechnology, vol. 9, pg 199-209, 1980.

REID, I. D., Biological Delignification of Aspen Wood by Solid-State Fermentation with the White-Rot Fungus *Merulius tremellosus*, Applied and Environmental Microbiology, vol. 50, pg 122-139, 1985.

SARGANTIS, J., KARIM, M. N., MURPHY, V. G., RYOO, D. Effect Of Operating Conditions On Solid Substrate Fermentation, Biotechnology and Bioengineering, vol. 42, pg 149-158, 1993.

SCHAECHTER, M., LEDERBERG, J., The Desk Encyclopedia of Microbiology, 1149 pg, Elsevier, 2004.

WEBER, F. J., TRAMPER, J., RINZEMA, A. A Simplified Material and Energy Balance Approach for Process Development and Scale-Up of *Coniothyrium minitans* Conidia Production by Solid-State Cultivation in a Packed-Bed Reactor, Biotechnology and Bioengineering, vol. 65, pg 447-458, 1999.

APÊNDICE A

Lista Suplementar de Figuras do Capítulo 2

Nesse apêndice encontram-se as figuras não mostradas no Capítulo 2. São as figuras das respostas da planta em malha aberta para uma ação na entrada da planta variando na forma degrau, partindo de 55% para 85% da relação entre o fluxo de ar saturado em umidade e o fluxo de ar seco.

Figura A.1: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 12 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura A.2: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 24 mL/min e temperatura de 20 °C.

20

Figura A.3: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 36 mL/min e temperatura de 20 °C.

Figura A.4: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 12 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura A.5: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 24 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura A.6: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 36 mL/min e temperatura de 27 °C.

Figura A.7: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 12 mL/min e temperatura de 32 °C.

Figura A.8: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 24 mL/min e temperatura de 32 °C.

Figura A.9: Respostas dos experimentos para a modelagem do sistema para fluxo de 36 mL/min e temperatura de 32 °C.

APÊNDICE B

Código Fonte do Algoritmo Empregado

Nesse apêndice está listado o código fonte do algoritmo V-K, conforme utilizado nesse trabalho.

```
% -----
%
% Desenvolvimento do controlador
%
% -----

clc
clear all
load('DMP.mat')
% -----
%Leitura das matrizes cujas normas limitam as incertezas dos modelo
% -----
% Condições iniciais

tau1 = 100; tau2 = 2935;
Kp = 1.45; Ti = 827;

A1s=[-1/tau1    1/tau1;
      Kp/tau1-Kp/Ti -Kp/tau1];

A2s=[-1/tau2    1/tau2;
      Kp/tau2-Kp/Ti -Kp/tau2];

n = size(1,1); %ordem do sistema
nc = 1; % ordem do controlador

% -----
% Definição dos requisitos de desempenho:
% -----
Teta=0.59; % máximo amortecimento exigido para o sistema controlado
Sigma = 0.00033 ; Zeta = acos(Teta); % máximo tempo de acomodação admissível
%Sigma = Zeta * Wn
Ts=4/Sigma
MP1=exp((-Teta*pi)/(1-Teta^2)^0.5)
send=sin(Zeta);
cosd=cos(Zeta);

% -----
% Parte 1 - LMIs em P
```

```

% -----

min = 1;
it = 0;
Kpf=0;
Tif=100;
while (min > 0)

% Variáveis matriciais:

P = sdpvar(n+nc,n+nc,'symmetric');
min = sdpvar(1);

% LMIs:

Atil1 = A1s;
Atil2 = A2s;

F1 = set([]);
F1 = F1 + set(P > 0*eye(n + nc));
F1 = F1 + set(Atil1'*P + P*Atil1 + 2*Sigma*P < min*eye(n + nc));
F1 = F1 + set(Atil2'*P + P*Atil2 + 2*Sigma*P < min*eye(n + nc));

F1 = F1 + set([send*(Atil1'*P + P*Atil1) cosd*(Atil1'*P - P*Atil1);
(cosd*(Atil1'*P - P*Atil1))' send*(Atil1'*P + P*Atil1)] < min*eye(2*n + 2*nc));

F1 = F1 + set([send*(Atil2'*P + P*Atil2) cosd*(Atil2'*P - P*Atil2);
(cosd*(Atil2'*P - P*Atil2))' send*(Atil2'*P + P*Atil2)] < min*eye(2*n + 2*nc));

solvesdp(F1,min,sdpsettings('solver','sedumi','verbose',0,'sedumi.eps',1e-8));
P = double(P);
min = double(min);

% -----
% Parte 2 - LMIs em A
% -----

% Matrices variables:

KpTi = sdpvar(1,1);
Kp = sdpvar(1,1);

A1s=[-1/tau1    1/tau1;
      Kp/tau1-KpTi -Kp/tau1];

A2s=[-1/tau2    1/tau2;
      Kp/tau2-KpTi -Kp/tau2];

```

% LMIs:

Atil1 = A1s;

Atil2 = A2s;

F2 = set([]);

F2 = F2 + set(0.8 < Kp < 1.6);

F2 = F2 + set(Atil1'*P + P*Atil1 + 2*Sigma*P < 0*eye(n + nc));

F2 = F2 + set(Atil2'*P + P*Atil2 + 2*Sigma*P < 0*eye(n + nc));

F2 = F2 + set([send*(Atil1'*P + P*Atil1) cosd*(Atil1'*P - P*Atil1);
(cosd*(Atil1'*P - P*Atil1))' send*(Atil1'*P + P*Atil1)] < min*eye(2*n + 2*nc));

%

F2 = F2 + set([send*(Atil2'*P + P*Atil2) cosd*(Atil2'*P - P*Atil2);
(cosd*(Atil2'*P - P*Atil2))' send*(Atil2'*P + P*Atil2)] < min*eye(2*n + 2*nc));

solution = solvesdp(F2,min,sdpsettings('solver','sedumi','verbose',0,'sedumi.eps',1e-8));

A1s=double(A1s);

A2s=double(A2s);

min = double(min)

it=it+1;

Kpf=double(Kp)

Tif=Kpf/double(KpTi)

Tit(it)=Tif;

%%%%%%%%%

%Caso Tif<0, o algoritmo não encontra mais nenhum outro valor válido para

%o mesmo.

if Tif<0

break

end

[Wn1, Zetta1, Polos1]=damp(A1s);

[Wn2, Zetta2, Polos2]=damp(A2s);

if Zetta1(1)<Zetta2(1)

Zt=Zetta1(1);

WN=Wn1(1);

else Zt=Zetta2(1);

WN=Wn2(1);

end

% verifica se a proximidade do zero com relação aos polos afeta o sobressinal do sistema
%realimentado

```
a=(1/Tif)/(Zt*WN);
```

```
Auxa=int16(10*a);
```

```
AuxZt=int16(100*Zt);
```

```
MP3=exp((-Zetta1(1)*pi)/(1-Zetta1(1)^2)^0.5)
```

```
AuxMp=Mp1(AuxZt,Auxa)
```

```
if AuxMp > MP1
```

```
    Teta=Teta+Teta/100;
```

```
    min=1;
```

```
end
```

```
end
```