



PROGRAMA EQ-ANP

Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do
Petróleo e Gás Natural



Simulação e Controle do Processo de Fermentação em Estado Sólido em Biorreatores de Múltiplas Bandejas

Mayara Paes Leme Washington

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc.

Prof. Luiz Fernando Lopes Rodrigues Silva, D.Sc.

Setembro de 2013

SIMULAÇÃO E CONTROLE DO PROCESSO DE FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO EM BIORREATORES DE MÚLTIPLAS BANDEJAS

Mayara Paes Leme Washington

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química/Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria de Petróleo e Gás Natural, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenharia de Bioprocessos com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Tratamento de Resíduos e Meio Ambiente.

Aprovado por:

Andréa Medeiros Salgado, D.Sc.

Andrea Valdman, D.Sc.

Thiago Vetter de Andréa, B.Sc.

Orientado por:

Argimiro Resende Secchi, DSc

Luiz Fernando Lopes Rodrigues Silva, DSc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Setembro de 2013

Washington, Mayara Paes Leme.

Controle do Processo de Fermentação em Estado Sólido em Biorreatores de Múltiplas Bandejas / Mayara Paes Leme Washington. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2013.

vii, 58 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2013.

Orientadores: Argimiro Resende Secchi e Luiz Fernando Lopes Rodrigues da Silva

1. Fermentação em Estado Sólido. 2. Controle de Processos. 3. EMSO. 4. Projeto Final. (Graduação – EQ/UFRJ). 5. Argimiro Resende Secchi. Luiz Fernando Lopes Rodrigues da Silva. I. Título.

Nenhum obstáculo é tão grande se a sua vontade de vencer for maior.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à minha família, por estarem ao meu lado em todos os momentos e por compreenderem a minha ausência.

Agradeço aos meus amigos, pelo apoio de sempre e incentivo para não desistir nunca.

Agradeço aos meus professores Luiz Fernando Lopes da Silva e Argimiro R. Secchi, meus orientadores, sem eles nada seria possível.

Agradeço ao apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo – ANP – e da Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao PRH 13, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenharia de Bioprocessos.

SIMULAÇÃO E CONTROLE DO PROCESSO DE FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO EM BIORREATORES DE MÚLTIPLAS BANDEJAS

Mayara Paes Leme Washington

Setembro, 2013

Orientadores: Argimiro Resende Secchi, DSc

Luiz Fernando Lopes Rodrigues Silva, DSc

A fermentação em estado sólido (FES) utiliza como substrato, em geral, resíduos ou subprodutos da agroindústria como tortas, farelos, cascas e bagaços, que são materiais considerados viáveis para a biotransformação, já que suas estruturas são compostas principalmente por celulose, hemicelulose, lignina, amido, pectina e proteínas. Uma das razões para o grande interesse na FES é a ampla gama de produtos que pode ser obtida com aplicações em indústrias de alimentos, farmacêuticas, cosméticos, e pigmentos, entre outras. Tendo em vista que o processo microbiológico é extremamente sensível às condições de operação, à umidade e ao calor no meio, estas variáveis devem ser controladas visando à produtividade ótima do microrganismo. O presente trabalho tem por objetivo avaliar e melhorar o desempenho de um biorreator em processo fermentativo em estado sólido, utilizando *Aspergillus niger* em leito empacotado com múltiplas camadas, aplicando técnicas de controle no simulador de processos EMSO. Foram realizadas simulações incluindo alimentação lateral de ar variando a vazão mássica de entrada e a fração de divisão de corrente, tendo como finalidade melhorar o desempenho do processo. A partir dessas simulações, foram observadas melhores faixas para as variáveis, para que as condições se mantivessem em valores aceitáveis para o processo. Com isso, foi possível implementar o controle do processo, tendo como variável controlada a temperatura da camada ideal e manipulando a distribuição do fluxo de ar, mantendo a temperatura ao longo da fermentação por todo o leito.

ÍNDICE

I. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. MOTIVAÇÃO.....	2
1.2. OBJETIVO.....	2
1.3. ESTRUTURA DO TEXTO.....	2
II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
2.1. FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO.....	3
2.2. FENÔMENOS DE TRANSPORTE.....	8
2.2.1. Aspectos da transferência de massa na FES.....	8
2.2.1.1. Difusão de oxigênio.....	9
2.2.2. Aspectos da transferência de calor na FES.....	10
2.3. CONTROLE DE PROCESSOS.....	12
2.3.1. Conceitos gerais de Controle de Processos.....	12
2.3.2. Monitoramento e Controle de biorreatores em FES.....	14
2.4. SIMULADOR DE PROCESSOS EMSO.....	15
III. METODOLOGIA.....	17
3.1. MODELO MATEMÁTICO.....	17
3.2. DESENVOLVIMENTO DO MODELO.....	18
IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	24
4.1. MODELO COM ALIMENTAÇÃO LATERAL SEM CONTROLE.....	24
4.1.1. Análise de sensibilidade da temperatura do gás.....	25
4.1.2. Análise de sensibilidade da umidade do gás.....	28
4.1.3. Análise de sensibilidade da biomassa total.....	31
4.2. MODELO COM ALIMENTAÇÃO LATERAL E CONTROLE.....	34
V. CONCLUSÕES.....	38
VI. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	39
VII. APÊNDICE.....	42
7.1. MODELO PARA UMA CAMADA DO BIORREATOR.....	42
7.2. MODELO PARA O SPLITTER DO BIORREATOR SEM CONTROLE.....	49
7.3. FLOWSHEET DO BIORREATOR SEM CONTROLE.....	50
7.4. MODELO PARA O SPLITTER DO BIORREATOR COM CONTROLE.....	51
7.5. FLOWSHEET DO BIORREATOR COM CONTROLE.....	52
7.6. SINTONIA DO CONTROLADOR.....	55
7.7. CÁLCULO DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR.....	59

ÍNDICE DAS FIGURAS

Figura II-1: As características definidoras dos sistemas de fermentação em estado sólido (FES). Fonte: MITCHELL e KRIEGER (2006).	4
Figura III-1: (A) Detalhes da gaveta. (B) Representação esquemática da camada dentro de uma gaveta, indicando os fenômenos biológicos e de transporte chave incluída no modelo. Adaptado de MITCHELL <i>et al.</i> (2010).	17
Figura III-2: Biorreator com 10 camadas e alimentação lateral.	22
Figura III-3: Biorreator com 10 camadas, alimentação lateral e controlador PID.	23
Figura III-4: Obtenção dos parâmetros do controlador através da interface EMSO/Matlab (A) utilizando o Simulink (B).	23
Figura IV-1: Temperatura do gás nas camadas para diferentes alimentações laterais com $F=2$ (A), $F=4$ (B), $F=6$ (C) e $F=8$ (D).	26
Figura IV-2: Temperatura do gás, biomassa total e teor de água na camada 6 para $\alpha=0,2$, $G=0,45 \text{ kg h}^{-1}$ e $F=6$	27
Figura IV-3: Umidade do gás para as camadas para diferentes alimentações laterais com $F=2$ (A), $F=4$ (B), $F=6$ (C) e $F=8$ (D).	29
Figura IV-4: Temperatura do gás, umidade do gás e teor de água na camada 6 para $\alpha=0,2$, $G=0,45 \text{ kg h}^{-1}$ e $F=6$	30
Figura IV-5: Biomassa total para as camadas para diferentes alimentações laterais com $F=2$ (A), $F=4$ (B), $F=6$ (C) e $F=8$ (D).	32
Figura IV-6: Temperatura do gás, umidade do gás e biomassa total na camada 8 para $\alpha=0,1$, $G=0,35 \text{ kg h}^{-1}$ e $F=8$	33
Figura IV-7: Temperaturas do sólido controlando o sistema a partir da medida da temperatura em cada uma das camadas 3, 4, 5 e 6.	34
Figura IV-8: Umidade do gás controlando o sistema a partir da medida da temperatura em cada uma das camadas 3, 4, 5 e 6.	35
Figura I-9: Variação do α para a variável controlada nas camadas 3, 4 5 e 6.	37

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela IV-1: Valores e unidades das variáveis e dos parâmetros presentes no modelo matemático	24
--	----

NOMENCLATURA

A	Área do leito (normal ao fluxo de ar) (m^2)
A_D	Fator de frequência de morte (h^{-1})
a_w	Atividade de água na fase sólida
a_{wg}	Atividade de água na fase gasosa
C_{PM}	Capacidade calorífica dos sólidos secos ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
C_{PW}	Capacidade calorífica da água líquida ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
C_{PA}	Capacidade calorífica do ar seco ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
C_{PV}	Capacidade calorífica do vapor de água ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
ε	Porosidade do leito
E_{aD}	Energia de ativação para a morte (J mol^{-1})
G	Fluxo de ar (kg m^{-2})
h	Coefficiente de transferência de calor convectivo ($\text{J s}^{-1} \text{m}^{-3} \text{K}^{-1}$)
H	Umidade da fase gasosa (kg kg^{-1})
H_{IN}	Umidade do ar de entrada (kg kg^{-1})
k_D	Constante específica de taxa de mortalidade (h^{-1})
k_W	Coefficiente de transferência de massa de água ($\text{kg m}^{-3} \text{s}^{-1}$)
M	Sólidos secos (kg m^{-3})
R	Constante universal dos gases ($\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$)
P	Pressão dentro do biorreator (Pa)
t	Tempo (s)
T_{IN}	Temperatura do ar de entrada (K)
T_G	Temperatura do gás (K)
T_S	Temperatura dos sólidos (K)
V	Volume de uma camada do leito (m^3)
W	Teor de água líquida nos sólidos (kg kg^{-1})
W_{sat}	Teor de saturação da água líquida (kg kg^{-1})

X_M	Biomassa Máxima (kg kg^{-1})
X_T	Biomassa Total (kg kg^{-1})
X_V	Biomassa Viável (kg kg^{-1})
Y_Q	Rendimento do calor metabólico durante o crescimento microbiano (J kg^{-1})
Y_{XS}	Rendimento real do crescimento de biomassa a partir do substrato (kg kg^{-1})
Y_W	Rendimento de água durante o crescimento microbiano (kg kg^{-1})

I. INTRODUÇÃO

A fermentação em estado sólido (FES) envolve o crescimento de microrganismos em partículas sólidas úmidas, em situações na qual o espaço entre as partículas apresenta uma fase contínua gasosa e um mínimo de água presente. Estas partículas sólidas servem como suporte físico e como fonte de nutrientes (PANDEY, 2003). Os substratos para a FES são, em geral, produtos, resíduos ou subprodutos da agroindústria como farelos, cascas e bagaços, que são materiais considerados viáveis para a biotransformação, já que suas estruturas são compostas principalmente por celulose, hemicelulose, lignina, amido, pectina e proteínas. Diferentes tipos de microrganismos como bactérias, leveduras e fungos filamentosos podem crescer em substratos sólidos. Uma das razões para o grande interesse na FES é a ampla gama de produtos que pode ser obtida, tais como alcoóis, polissacarídeos, ácidos, enzimas, com aplicações em indústrias de alimentos, farmacêuticas, de cosméticos e de pigmentos, entre outras.

Como a FES, de forma mais útil e eficiente, expõe diretamente o ar para as células vivas, a mesma pode ser base para a produção de diversos produtos químicos e biológicos (OOSTRA *et al.*, 2001), ao contrário da fermentação submersa. Neste caso, a disponibilidade de oxigênio é sempre limitada pela solubilidade baixa de oxigênio nas soluções aquosas em que as células vivas são suspensas. A dificuldade na remoção do calor metabólico, gerado com o crescimento microbiológico, a uma taxa adequada tem sido o grande desafio no desempenho de processos de FES em biorreatores de larga escala, principalmente nas fermentações que utilizam fungos filamentosos, em que é desejável que o leito permaneça estático durante a maior parte do processo, devido ao dano excessivo às hifas fúngicas e ao substrato quando há agitação ou mistura (KHANAHMADI *et al.*, 2006; VON MEIEN *et al.*, 2004).

Com isso, não é simples controlar a temperatura, a umidade no leito sólido e a concentração de oxigênio na fase gás em valores necessários para alcançar atividade metabólica ótima do microrganismo. Sendo ainda mais complicado, pois se observa gradientes radiais e axiais de temperatura no leito ao longo da fermentação operada de forma estática (MITCHELL e VON MEIEN, 2000). Na verdade, a aplicação de estratégias de controle em biorreatores de FES tem demonstrado ser uma tarefa bem difícil e ainda distante de uma solução satisfatória (PAJAN *et al.*, 1997; PÉREZ-

CORREA e AGOSIN, 1999). Existem apenas alguns exemplos de uso racional de estratégias modernas de controle na otimização de biorreatores em escala piloto (AGOSIN *et al.*, 1997; OOSTRA *et al.*, 2001; PEÑA Y LILLO *et al.*, 2001).

O presente trabalho foi apresentado no Simpósio Nacional de Bioprocessos (Sinaferm), sendo elogiado pelos profissionais da área.

1.1. Motivação

Devido ao pequeno número de trabalhos específicos sobre biorreatores para Fermentação em Estado Sólido (FES) relacionados ao controle do processo fermentativo e de trabalhos relacionados aos mecanismos de transferência de calor e das condições de operação nesses reatores, é importante esse estudo para uso futuro em novos projetos utilizando FES, principalmente em escalas maiores.

1.2. Objetivo

O presente trabalho tem por objetivo avaliar e melhorar o desempenho de um biorreator em processo fermentativo em estado sólido utilizando *Aspergillus niger* em leite empacotado com múltiplas camadas controlando o perfil de temperatura no leite, pelo uso de controlador PID para a distribuição do fluxo de ar entre a base do leite e a alimentação lateral selecionada. Este estudo tem como base o modelo matemático reportado em Mitchell *et al.* (2010), com modificações propostas no presente trabalho e implementado no simulador EMSO.

1.3. Estrutura do texto

Este trabalho está dividido em cinco capítulos, organizados como se segue. O primeiro capítulo apresenta a introdução, motivação e objetivos do trabalho. O Capítulo 2 contém a revisão bibliográfica sobre o processo de Fermentação em Estado Sólido (FES), discorrendo sobre os aspectos da transferência de massa e calor e da instrumentação e controle na FES, além de uma descrição sucinta sobre o simulador de processos escolhido, o EMSO. No terceiro capítulo está a metodologia utilizada no trabalho, mostrando o desenvolvimento do modelo matemático, a inclusão da alimentação lateral no biorreator e a implementação do controle. O Capítulo 4, por sua vez, traz os resultados obtidos com as simulações. Por fim, o quinto capítulo encerra o trabalho com as conclusões em relação aos resultados. Ao final, se encontra o apêndice com os códigos de programação das modelagens feitas no simulador EMSO.

II. Revisão Bibliográfica

2.1. Fermentação em Estado Sólido

A Fermentação em estado sólido (FES) pode ser definida como qualquer processo de fermentação que ocorre praticamente na ausência de água livre e emprega um substrato natural ou inerte como suporte sólido (MITCHELL *et al.*, 2000). A FES envolve o crescimento de microrganismos sobre as partículas sólidas úmidas, em ocasiões em que os espaços entre as partículas contêm uma fase gasosa contínua e um mínimo de água aparente. A maior parte do espaço entre as partículas sólidas é ocupada pela fase gasosa, mesmo com a possibilidade de ter películas finas de água na superfície das partículas, sendo a fase aquosa inter-partículas descontínua. A maior parte da água no sistema é absorvida pelas partículas sólidas úmidas (Fig. II-1 (a)).

O termo mais geral "fermentação em substrato sólido" é utilizado para designar qualquer tipo de processo que envolve a fermentação de sólidos, incluindo suspensões de partículas sólidas numa fase líquida contínua e até mesmo nos filtros (Fig. II-1 (b)). Portanto fermentação em estado sólido é classificada como um tipo de fermentação em substrato sólido (MITCHELL e KRIEGER, 2006).

A maioria dos processos de FES envolve fungos filamentosos, embora alguns envolvessem bactérias e leveduras, sendo utilizados normalmente microrganismos aeróbicos. Esse processo pode envolver a cultura pura de organismos, ou a cultura de várias cepas inoculadas simultânea ou sequencialmente, enquanto que em alguns processos uma microflora "auto-selecionada" surge a partir da microflora inicial (por exemplo, em unidades de compostagem) ou a partir de um inóculo preparado tradicionalmente. Os substratos utilizados são muitas vezes produtos ou subprodutos da agricultura, silvicultura ou processamento de alimentos. Tipicamente, a fonte de nutrientes vem de dentro da partícula, embora haja alguns casos em que os nutrientes sejam fornecidos a partir de uma fonte externa. Normalmente, um polímero fornece a estrutura para a partícula sólida e este polímero pode ou não ser degradado pelo microrganismo durante a fermentação. Há também alguns casos em que suportes artificiais ou inertes são utilizados com uma solução nutriente absorvido dentro da matriz (MITCHELL e KRIEGER, 2006).

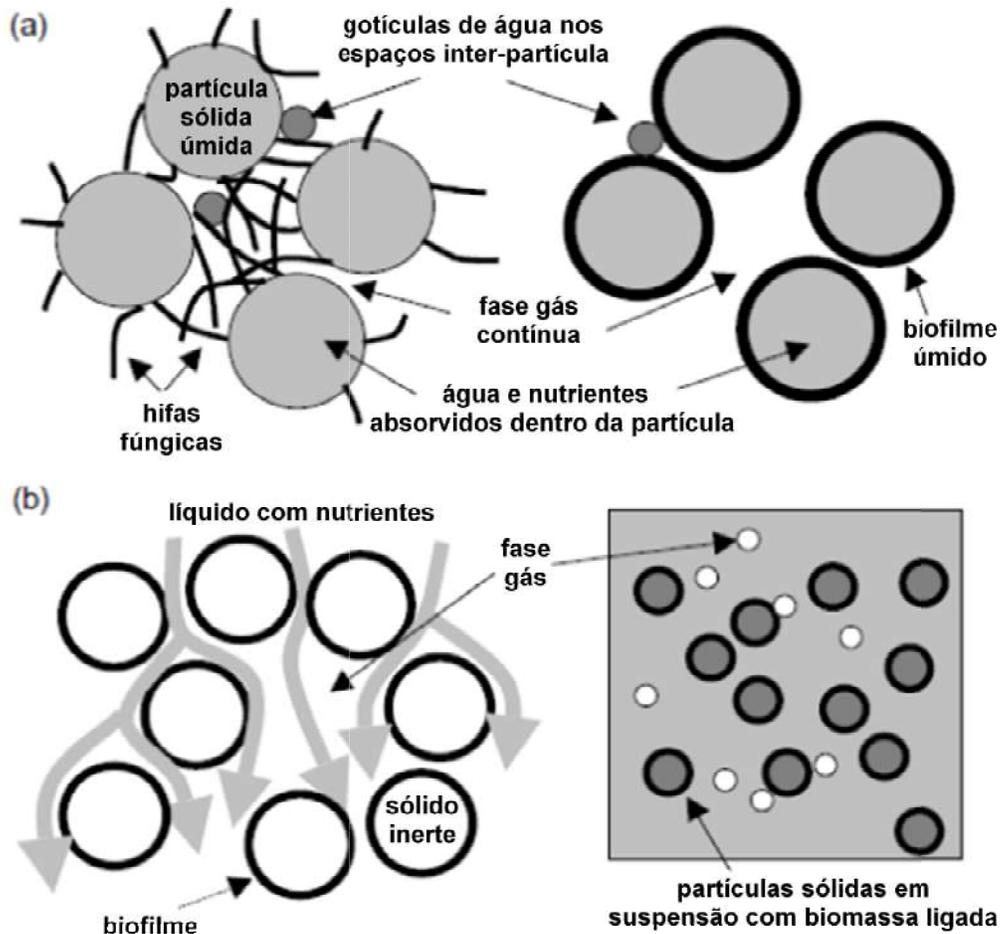


Figura II-1: As características definidoras dos sistemas de fermentação em estado sólido (FES). (a) O arranjo das partículas sólidas úmidas e a fase gasosa contínua em sistemas de FES envolvendo um fungo filamentoso (lado esquerdo) e de um organismo unicelular (lado direito). (b) Outros sistemas que envolvem o crescimento em sólidos, mas que não são definidos como FES, devido à grande quantidade de água nos espaços inter-partículas. O diagrama da esquerda representa um tipo de sistema *trickling-filter* enquanto o diagrama da direita representa uma suspensão. Fonte: MITCHELL e KRIEGER (2006).

O ambiente que o microrganismo é exposto na FES é diferente no caso da Fermentação Submersa (FS). Na FS é relativamente fácil de controlar as condições de processo que o microrganismo é exposto (RAIMBAULT, 1998):

- As hifas fúngicas são banhadas por um meio líquido e não corre o risco de desidratação;

- O controle da temperatura geralmente não é difícil, de tal modo que o organismo está exposto a uma temperatura constante durante todo o seu ciclo de crescimento;
- A disponibilidade de oxigênio para a biomassa pode ser razoavelmente bem controlada a um determinado nível de saturação do meio (embora isso possa tornar-se muito difícil em culturas de alta densidade);
- A disponibilidade dos nutrientes para o organismo pode ser controlada dentro de limites relativamente estreitos, se desejado, através da alimentação das soluções de nutrientes (pelo menos naqueles processos em que as fontes de carbono solúveis e de energia são fornecidas);
- Embora forças de cisalhamento ocorram dentro de biorreatores agitados mecanicamente, a natureza e a magnitude destas forças são bem compreendidas e é possível utilizar biorreatores que proporcionam um ambiente de baixo cisalhamento para organismo que é altamente susceptível a danos de corte, tais como colunas de bolhas ou biorreatores *air lift*;
- Controle do pH é relativamente fácil de fornecer.

Em contraste, o ambiente em FES pode ser muito estressante para o organismo.

Segundo RAIMBAULT (1998), segue alguns exemplos:

- As hifas fúngicas são expostas a uma fase de ar que pode desidratá-las;
- As temperaturas podem subir para valores que estão bem acima do ideal para o crescimento, devido à remoção inadequada de calor metabólico residual. Em outras palavras, a temperatura à qual o organismo é exposto pode variar durante o ciclo de crescimento;
- O oxigênio é tipicamente disponível livremente na superfície da partícula. Contudo, pode haver limitações severas no fornecimento de oxigênio a uma proporção significativa da biomassa que está dentro de um biofilme na superfície ou penetrando na partícula;
- A disponibilidade de nutrientes para o organismo pode ser fraca, mesmo quando a concentração média de nutrientes dentro da partícula do substrato, determinada após homogeneização de uma amostra de partículas sólidas de fermentação, é elevada. Em outras palavras, tendem a ter grandes gradientes de concentração de nutrientes dentro das partículas;

- O movimento das partículas de substrato sólido pode causar impacto e danos por cisalhamento. No caso dos processos fúngicos as hifas podem sofrer graves danos;
- Pode ser difícil proporcionar controle de pH.

Além disso, devido às diferentes naturezas físicas dos dois sistemas, ou seja, a presença de interfaces sólido-ar em FES, morfologias de crescimento de micélios, em termos de extensão de hifas e padrões de ramificação, podem ser bastante diferentes entre FES e FS. Isto pode ser ligado a diferentes padrões de expressão de genes, incluindo aqueles para vários potenciais produtos biotecnológicos (TE BIESEBEKE *et al.*, 2005).

Estas e outras diferenças significam que a FS é um sistema mais simples de operar. A facilidade de utilização da FS é ainda maior quando o tratamento do substrato é considerado. Por exemplo, é muito mais simples e mais barato para bombear líquidos a partir de um lugar para o outro do que para mover os sólidos e é mais fácil de esterilizar um grande volume de líquido do que um grande volume de sólidos (em modo descontínuo ou contínuo de esterilização).

Tendo em vista todas estas dificuldades potenciais, para o operador e para o microrganismo, tudo indica que o processo de FS deve ser a escolha de fermentação. No entanto, existem alguns casos em que, apesar de ser mais problemática, a FES pode ser apropriada (PANDEY *et al.*, 2000; RAIMBAULT, 1998):

- Quando o produto precisa ser em forma sólida (por exemplo, alimentos fermentados);
- Quando um determinado produto é produzido apenas sob as condições da FES ou, se produzido em ambos FS e FES, é produzida em níveis muito mais elevados em substratos sólidos.
- Algumas enzimas são induzidas apenas em FES e alguns fungos esporulam apenas quando cultivados em FES, em que as hifas estão expostas diretamente a uma fase de ar. Se for desejado utilizar organismos geneticamente modificados num processo para a produção de um dado produto, então a FES pode ser a única opção;

- Quando o produto é produzido em ambos os processos FS e FES, mas o rendimento é muito maior em FES. Por exemplo, o pigmento Monascus e muitos esporos fúngicos são produzidos em rendimentos muito mais elevados em FES;
- Alguns processos de FES podem ser relativamente resistentes a contaminantes;
- Quando o produto é produzido em ambos os processos FS e FES, mas o produto produzido em FES tem propriedades desejáveis que o produto produzido na FS carece. Por exemplo, esporos fúngicos, base de biopesticidas, produzidos em processos de FES são normalmente mais resistentes a condições adversas do que os produzidos na FS, e são, portanto, mais eficazes quando espalhados no campo;
- Quando é imperativa a utilização de um resíduo sólido, a fim de evitar os impactos ambientais que seriam causados pela sua eliminação direta, é provável que a FES se torne uma consideração cada vez mais importante. Isso porque cada vez mais a população está interessada nas questões relacionadas ao meio ambiente.

A tecnologia da FES tem sido usada por muitos séculos. Alguns exemplos de processos tradicionais da FES são: o tempeh, que é um alimento fermentado bastante popular na Indonésia, envolve a cultura do fungo *Rhizopus oligosporus* em soja cozida. O micélio do fungo liga os grãos de soja em uma torta compacta, o qual é, em seguida, frita e consumida como um substituto da carne; o “koji”, que é uma mistura de soja cozida, trigo tostado e esmagado e “tane-koji” (cepas de *A. oryzae* e *A. soyae*, cultivadas em arroz cozido por 3 a 5 dias a 30 °C), é utilizado para produção do molho de soja, que envolve o cultivo do fungo *Aspergillus oryzae* em soja cozida (HÖLKER *et al.*, 2004). Outro exemplo é o ang-kak, ou "arroz vermelho", o qual envolve o cultivo do fungo *Monascus purpureus* em arroz cozido. O fungo produz um pigmento vermelho escuro. No final da fermentação, o arroz vermelho é seco e moído produzindo um pó usado como agente de coloração no cozimento.

Além disso, ao longo das últimas três décadas, houve um aumento no interesse em tecnologia da FES, com pesquisas sendo realizadas para a produção de uma infinidade de produtos diferentes, incluindo enzimas, tais como amilases, proteases, lipases, pectinases, celulasas; pigmentos; aromas e compostos de sabor; compostos

orgânicos tais como etanol, ácido oxálico, ácido cítrico e ácido láctico; ácido giberélico (hormônio de crescimento vegetal); proteína enriquecida provenientes de resíduos agrícolas para uso como ração animal; alimentos para animais, com redução dos níveis de toxinas ou com a melhoria da digestibilidade; antibióticos, como a penicilina e a oxitetraciclina; agentes de controle biológico, incluindo bioinseticidas e bio-herbicidas; inóculo de esporos (tais como esporos de inóculo de *Penicillium roqueforti* para produção de queijo azul (HÖLKER *et al.*, 2004)). Existe também investigação sobre a utilização de microrganismos que crescem em condições de FES para mediar os processos, tais como descoloração de corantes, biobranqueamento, biodespoldamento, biorremediação (MITCHELL e KRIEGER, 2006).

Esses processos geralmente usam produtos de resíduos ou subprodutos da agricultura e de processamento de alimentos, selecionados como apropriado para favorecer o crescimento do organismo produtor e a formação do produto desejado. Tais resíduos e subprodutos incluem farelo de trigo, farelo de arroz, torta residual oleosa, bagaço de maçã, bagaço de uva, cascas de banana, cascas de frutas cítricas, palha de trigo, palha de arroz, polpa de café, polpa cítrica, polpa de beterraba, casca de café e melaço de beterraba. Recentemente tem tido também algum interesse na utilização de suportes inertes com soluções de nutrientes, seja com suportes inertes naturais tal como o bagaço de cana de açúcar, seja com suportes artificiais, tais como cubos de espuma de poliuretano (MITCHELL e KRIEGER, 2006; PANDEY *et al.*, 2000).

2.2. Fenômenos de Transporte

2.2.1. Aspectos da transferência de massa na FES

Os processos envolvidos na transferência de massa em FES podem ser divididos em fenômenos de micro-escala e fenômenos de macro-escala (RAGHAVARAO *et al.*, 2003). Na micro-escala, os processos de transferência de massa dependem da natureza dos microrganismos, ou seja, se o crescimento ocorre com micélio ou um biofilme de organismos unicelulares, como também da sua resposta a alterações das condições ambientais. O crescimento dos microrganismos é dependente da difusão inter e intrapartícula de gases, como O₂ e CO₂, como também enzimas, nutrientes e produtos do metabolismo. Na macro-escala, os processos de transferência de massa e calor que ocorrem incluem:

- a) O fluxo de grandes quantidades de ar para dentro e fora do biorreator e, como consequência, as alterações na temperatura e concentrações de O₂, CO₂ e água;
- b) Convecção natural, difusão e condução ocorrendo numa direção normal ao fluxo de ar durante a aeração não forçada;
- c) Condução através da parede do biorreator e resfriamento por convecção para o ambiente;
- d) Efeito de cisalhamento provocado por mistura no interior do biorreator, incluindo danos, quer do microrganismo ou à integridade das partículas do substrato.

2.2.1.1. Difusão de oxigênio

A transferência de oxigênio a partir do volume ocupado pelo ar no interior da fase sólida para o microrganismo em crescimento é a transferência de massa interpartículas. Esse volume ocupado pelo ar no interior do substrato é dependente das características do substrato e do seu teor de umidade. O teor de umidade deve estar em uma faixa ideal. Se for excessivamente alto, o espaço vazio é preenchido com água e o ar é expulso, causando a anaerobiose. No outro extremo, se o teor de umidade for exageradamente baixo, o crescimento do microrganismo será prejudicado já que necessita de um mínimo de água. A mistura e a aeração proporcionam meios para realizar a transferência de oxigênio interpartículas, a eficiência da transferência é influenciada pela umidade e pela fração do espaço vazio contida no substrato sólido. No entanto, para valores elevados dessa fração do espaço ocupado pelo ar, a mistura e aeração podem não ser críticas, pois esses espaços contêm oxigênio suficiente para sustentar o crescimento das células (RAGHAVARAO *et al.*, 2003).

Em sistemas com aeração forçada, a transferência de oxigênio a hifas aéreas é menos suscetível a limitações nessa taxa de transferência (NOPHARATANA *et al.*, 1998). Neste caso, o movimento de nutrientes dentro da camada de hifas aéreas pode ser o fator de controle do crescimento. A difusão é o mecanismo mais provável para a translocação de pelo menos alguns nutrientes, tais como glicose e ortofosfato, dentro das hifas de alguns fungos, incluindo *Rhizopus nigricans* (OLSSON e JENNINGS, 1991). O efeito de limitação de oxigênio intrapartícula sobre o crescimento de *R. oligosporus* em diferentes meios foram estudados por OOSTRA *et al.* (2001). Os resultados indicaram que a transferência de oxigênio ótima e, conseqüentemente, o crescimento aeróbio em FES é dependente do aumento da área interfacial gás-líquido

(película líquida formada na partícula líquida), como também a espessura da camada de fungo úmida. A área interfacial pode ser aumentada por redução do tamanho da partícula do substrato, ou por algumas técnicas de pré-tratamento, tais como vaporização, extrusão, etc., que ajudam a aumentar o tamanho dos poros das partículas. Isso não só ajuda a transferência de oxigênio livre, mas também deixa o substrato mais acessível para a ação de enzimas dos fungos. A espessura da camada de fungos depende do teor de umidade do substrato. Assim, a transferência de oxigênio ideal intrapartícula poderia ser conseguida através do controle da umidade da partícula, o que por sua vez depende da vazão e da umidade relativa do ar na entrada.

2.2.2. Aspectos da transferência de calor na FES

Em geral, durante a FES, uma quantidade considerável de calor é gerada, o qual é uma função das atividades metabólicas dos microrganismos (CHAHAL *et al.*, 1983 *apud* RAGHAVARAO *et al.*, 2003). Nos estágios iniciais da fermentação, a temperatura e a concentração de oxigênio são as mesmas em todos os locais do leito da FES. À medida que a fermentação progride, o oxigênio difunde-se e sofre biorreações, liberando calor também por essa forma, que não é facilmente dissipado devido à fraca condutividade térmica do substrato. Com o progresso da fermentação, o encolhimento do leito de substrato ocorre e também diminui a porosidade, o que dificulta ainda mais a transferência de calor. Sob estas circunstâncias, os gradientes de temperatura se desenvolvem no leito da FES, que por vezes pode ser exagerado (maior que 40°C), obtendo altas temperaturas. Por exemplo, no caso das pilhas de compostagem, a temperatura pode subir até 70°C.

A transferência de calor para dentro ou para fora do sistema de FES está intimamente relacionada com a atividade metabólica dos microrganismos, bem como o sistema de aeração da fermentação. A temperatura do substrato é crítica em FES. Temperaturas elevadas afetam a germinação do esporo, o crescimento, a formação do produto e esporulação (MOREIRA *et al.*, 1981 *apud* RAGHAVARAO *et al.*, 2003), enquanto que baixas temperaturas não são favoráveis para o crescimento dos microrganismos e para as outras reações bioquímicas. O baixo teor de umidade e a baixa condutividade do substrato torna difícil conseguir uma boa transferência de calor em FES. Gradientes de temperatura significativos são relatados, mesmo quando pequenas penetrações no leito são empregadas (RATHBUN *et al.*, 1983 *apud*

RAGHAVARAO *et al.*, 2003; LAUKEVICS *et al.*, 1985 *apud* RAJAGOPALAN e MODAK, 1995) e, portanto, é muito difícil controlar a temperatura dos fermentadores em larga escala. Na verdade, esta limitação na dissipação de calor é um dos principais inconvenientes da FES em comparação com a FS convencional, onde uma boa mistura proporciona uma dispersão eficiente para o oxigênio livre e também serve para um melhor controle da temperatura. O processo de mistura não só ajuda na homogeneidade do leito, mas também garante uma eficaz transferência de calor e de massa. Assim, adição de água juntamente com agitação contínua, no caso do tambor rotativo, é vantajoso para o controle simultâneo da temperatura e controle de umidade na FES em grande escala.

As técnicas convencionais e os conceitos utilizados para o controle da temperatura na FS não são facilmente adaptáveis a FES. Convencionalmente, o controle da temperatura em FES é principalmente realizado por ajuste da taxa de aeração. Se a temperatura for exageradamente baixa, taxa de aeração deve diminuir, permitindo que a temperatura suba devido a respiração dos microrganismos. No entanto, bastante cuidado deve ser tomado para evitar que a concentração de oxigênio caia abaixo do nível crítico que poderia afetar de forma adversa a atividade metabólica das células. Por outro lado, se a temperatura do substrato é elevada, o aumento da taxa de aeração promove o resfriamento do substrato, o que não é favorável para o crescimento do organismo. Para compensar isto, o ar parcialmente saturado em água é usado para a aeração. Este método, chamado de resfriamento evaporativo, do substrato ou da biomassa, é eficaz se existir aeração uniforme. O fluxo de ar causa a variação no perfil do teor de água e, portanto, afeta a produção de biomassa e consumo do substrato. Estudos realizados sobre o crescimento de *R. oligosporus* em grãos de milho num biorreator tambor rotativo (SARGANTANIS *et al.*, 1993 *apud* RAGHAVARAO *et al.*, 2003), mostram que a temperatura do leito de substrato pode ser eficazmente controlada por resfriamento evaporativo, para uma melhoria da produção de biomassa.

A importância de resfriamento evaporativo e a quantidade de umidade no substrato no desempenho do biorreator em FES também foi destacado por NAGEL *et al.* (2000) e NAGEL *et al.* (2001) *apud* RAGHAVARAO (2003). Os experimentos foram conduzidos em *Aspergillus oryzae* cultivado em grãos de trigo, como também um sistema experimental baseado em membrana. Durante o aumento de escala, a remoção do calor metabólico do crescimento ativo dos microrganismos por condução em leitos

estáticos é dificultada devido à fraca condutividade térmica do substrato, como também, devido à falta de superfícies de troca de calor (por exemplo, a utilização de um “dedo frio” poderia ajudar na troca de calor). O resfriamento evaporativo, não só efetuou a remoção de calor, mas também causou a secagem do substrato/biomassa, conduzindo a uma diminuição no desempenho do biorreator. A atividade da água também pode diminuir devido ao acúmulo de solutos, tais como a glicose, aminoácidos, etc. Isto pode ser evitado através de pulverização de água sobre o substrato sólido, juntamente com a mistura. A adição de água também auxilia o crescimento de novas células fúngicas. Estudos mostram que o crescimento de fungos é dificultado devido à limitada disponibilidade de água, mesmo se o conteúdo total de massa de água dos fermentadores aumentarem com o tempo. Isto porque a água é rapidamente absorvida pelos esporos fúngicos com o crescimento do microrganismo e como resultado a água residual do lado de fora das células, ou, em outras palavras, a atividade de água do substrato, torna-se limitada.

2.3. Controle de Processos

2.3.1. Conceitos gerais de Controle de Processos

Atualmente o desempenho requerido para plantas de processos é cada vez mais difícil de satisfazer. Forte competição, regulamentações de segurança e meio ambiente mais rígidas e as condições econômicas mudando rapidamente são fatores-chave no controle das especificações da qualidade do produto. Uma complicação adicional é que plantas modernas ficaram mais difíceis de operar por causa da tendência para processos complexos e altamente integrados (SEBORG *et al.*, 2004).

Tendo em vista a crescente ênfase colocada na segurança e operação eficiente da planta, é natural que o tema controle de processos tenha se tornado mais importante recentemente. Sem sistemas de controle de processo auxiliado por algoritmos computacionais seria impossível operar plantas modernas de forma segura e rentável, satisfazendo a qualidade do produto e os requisitos ambientais.

O objetivo básico do controle de processos é manter um processo nas condições de operação desejadas, de forma segura e eficiente, enquanto satisfaz os requisitos ambientais e de qualidade do produto. O controle de processos está preocupado em como atingir esses objetivos. Em larga escala, plantas com processos integrados tais

como refinarias ou plantas de etileno, milhares de variáveis de processo como suas composições, temperaturas e pressões são medidas e devem ser controladas.

Dentre as estratégias de controle de processos, o controle por realimentação (ou *feedback*) tem por característica que a variável controlada é medida e usada para ajustar a variável manipulada.

Um importante aspecto do controle *feedback* é que a ação corretiva ocorre independentemente da origem da perturbação. A habilidade de atenuar perturbações de origem desconhecida é a razão maior porque o controle *feedback* é a estratégia de controle dominante. Outro importante aspecto é que o controle *feedback* reduz a sensibilidade da variável controlada para perturbações não medidas e mudanças no processo. Entretanto, o controle *feedback* tem uma limitação fundamental: nenhuma ação corretiva é feita até que haja perturbação no processo, ou seja, até que a variável controlada desvie do *setpoint*.

Os controladores industriais são classificados de acordo com a ação de controle que executam, como os Controladores Proporcionais (P), Proporcionais-Integrais (PI) e Proporcionais-Integrais-Derivativos (PID). O modo de controle proporcional é definido como uma correção proporcional ao erro, relacionando, portanto, a variação da saída do controlador (variável manipulada) ao erro detectado em função do valor medido e do valor de referência da variável controlada. O controle proporcional é o mais simples dos modos de controle, tendo apenas um parâmetro a ser ajustado, K_c (ganho proporcional do controlador), mas apresenta uma desvantagem relativa, pois não anula inteiramente o erro, apresentando um erro final permanente porque a correção é apenas proporcional ao erro (VALDMAN *et al.*, 2008).

O controlador Proporcional-Integral (PI) atua com os dois modos de controle combinados, proporcional e integral, onde a saída do controlador é calculada pela soma das duas correções em cima do erro. Nesse tipo de controlador há dois parâmetros a serem ajustados, o ganho K_c e o tempo integral τ_i . O controlador Proporcional-Integral-Derivativo atua com três modos de controle, proporcional, integral e derivativo, tendo três parâmetros para ajustar, o ganho K_c , o tempo integral τ_i e o tempo derivativo τ_d , para corrigir com eficiência os erros na variável controlada. Diversos métodos de

sintonia permitem obter parâmetros de controle apropriados para cada processo e de acordo com seu comportamento dinâmico (VALDMAN *et al.*, 2008).

Relações de sintonia do controlador têm sido desenvolvidas para otimizar a resposta da malha fechada para um modelo de processo simples e uma perturbação especificada ou mudança no *setpoint*. A definição ótima minimiza um critério da integral do erro. Três critérios populares da integral do erro são:

- 1) Integral do valor absoluto do erro (IEA, Integral of the absolute value of the error)

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (II-1)$$

em que o sinal do erro $e(t)$ é a diferença entre o *setpoint* e a variável medida.

- 2) Integral do quadrado do erro (ISE, Integral of the squared error)

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad (II-2)$$

- 3) Integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE, Integral of the time-weighted absolute error)

$$ITAE = \int_0^{\infty} t|e(t)| dt \quad (II-3)$$

O critério ISE penaliza erros grandes, enquanto o critério ITAE penaliza erros que persistem por longos períodos de tempo. Em geral, o ITAE é o critério preferido, pois este usualmente resulta nas mais conservativas definições de controle. Em contraste, o critério ISE fornece as definições mais agressivas, enquanto o critério IAE tende a produzir definições de controle que estão entre aqueles para os critérios ITAE e ISE (SEBORG *et al.*, 2004).

2.3.2. Monitoramento e Controle de biorreatores em FES

O objetivo básico de um sistema de controle é acompanhar os valores de algumas variáveis medidas para manipular as variáveis de atuação, a fim de influenciar os valores de diversas variáveis de estado (que pode ou não ser diretamente mensurável) de modo a otimizar o crescimento do microrganismo e a formação de produto.

O principal objetivo de um sistema de controle para um biorreator FES é tipicamente controlar a temperatura e a umidade do leito em valores que levam ao crescimento ideal e formação do produto (FERNÁNDEZ *et al.*, 1996). As variáveis de manipulação, que podem ser manipuladas para atingir este objetivo dependem da concepção do biorreator, podendo ser o sistema de injeção de ar, a temperatura e a umidade do ar de entrada, e as variáveis associadas com o sistema de agitação, tais como a frequência e intensidade de agitação. A manipulação da temperatura e do fluxo de circulação de ar ou água passando através de revestimentos ou trocadores de calor também é possível. Se a água ou nutriente aquoso ou soluções para correção do pH precisam ser adicionados ao biorreator, o momento e a quantidade destas adições podem ser controlados.

As variáveis de estado que podem ser medidas e, por conseguinte, utilizadas em tais sistemas de controle são temperaturas e concentração de O₂ e de CO₂ na corrente de gás de saída. Medições de temperatura podem ser feitas com termopares e é normal na prática ter certo número deles localizados em posições diferentes dentro do biorreator. Concentrações de gases de saída podem ser medidas mais convenientemente com analisadores de oxigênio paramagnético e analisadores de dióxido de carbono infravermelho (NAGEL *et al.*, 2001; SAUCEDO-CASTAÑEDA *et al.*, 1994). Outros medidores em linha que podem ser utilizados incluem um cromatógrafo a gás com um amostrador automático para medir as concentrações de produtos voláteis finais nos gases do *head-space* (RAMSTACK *et al.*, 1979 *apud* RAGHAVARAO *et al.*, 2003), sensores para medir a umidade relativa no fluxo de saída (GERVAIS e BAZELIN, 1986), eletrodos de pH dependendo das propriedades do substrato (DURAND e CHEREAU, 1988 *apud* RAIMBAULT, 1998) e medidores de queda de pressão (especialmente para biorreatores de leito fixo) para medir indiretamente a taxa de crescimento (AURIA e REVAH, 1994 *apud* RAGHAVARAO *et al.*, 2003).

2.4. Simulador de processos EMSO

EMSO é a sigla para *Environment for Modeling, Simulation and Optimization*, sendo este um software de simulação dinâmica de processos do projeto ALSOC. Sua construção foi iniciada em 2001, pelo então aluno de mestrado da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Rafael de Pelegrini Soares. ALSOC é a sigla utilizada para identificar o projeto de um Ambiente Livre para Simulação, Otimização e Controle de

Processos, que é o resultado de um esforço da aproximação universidade–indústria através da padronização e distribuição sem custo de especificações e ferramentas de software entre universidades e empresas consorciadas (NUNES e RAONI, 2011 *apud* BASTOS, 2011)

No EMSO tem-se um ambiente gráfico onde o usuário pode representar processos complexos simplesmente selecionando e conectando os modelos dos equipamentos, em forma de blocos. Na maioria dos casos, os modelos disponíveis na biblioteca de modelos do EMSO (EML - EMSO *Modeling Library*) podem ser utilizados sem modificações. No entanto, se houver em um sistema algum equipamento inexistente na EML, o usuário pode desenvolver seus próprios modelos utilizando a linguagem de modelagem do sistema.

A linguagem de modelagem do EMSO se apresenta na forma descritiva de equações usando o paradigma de modelagem orientada a objetos (SOARES e SECCHI, 2003), não envolvendo a programação dos métodos numéricos associados à sua resolução. Por essa simplicidade do código, a elaboração de novos equipamentos e sua modelagem é facilitada.

A escolha do simulador EMSO como o simulador utilizado neste trabalho se deu basicamente por este ser um simulador orientado a equações. Isso implica que:

- Os métodos numéricos para a resolução das equações dos modelos são independentes do tipo de equipamentos modelados;
- Os modelos são escritos em linguagem própria de modelagem;
- Os códigos de modelagem são abertos, o que possibilita estudos e elaborações de diferentes modelos;
- O EMSO foi elaborado com um sistema orientado a objetos, facilitando assim a criação de novos modelos a partir de outros já existentes.

Além disso, o EMSO ainda apresenta mais vantagens fundamentais para a sua escolha, tais como:

- Gratuidade para uso acadêmico e instituições de pesquisa;
- Realização de simulações dinâmicas;
- Eficiência computacional;

- Facilidade de manipulação dos resultados, podendo exportá-los em formato de arquivo de OpenCalc/Excel e Scilab/Matlab.

III. Metodologia

Nesse capítulo veremos as equações utilizadas no modelo matemático para a camada do biorreator e suas considerações, sendo o modelo baseado em MITCHELL *et al.* (2010). As simulações foram feitas inicialmente com o objetivo de fazer uma análise de sensibilidade observando o comportamento das variáveis de interesse, a temperatura, a umidade e a biomassa total, e finalmente as simulações após a sintonia e implementação do controlador.

3.1. Modelo Matemático

O biorreator analisado por MITCHELL *et al.* (2010), possui dez camadas individuais de substrato, cada uma com dez centímetros de altura, de tal forma que a altura total do leito no biorreator é 1 metro. Neste caso, não foi considerado o espaçamento entre as gavetas. Cada camada de substrato é mantida em uma gaveta com uma base perfurada como mostra a Figura III-1(A). Considera-se que o ar é forçado a passar através do leito de substrato em cada camada e que não há transferência de calor através das paredes laterais das gavetas, como apresentado na Figura III-1(B).

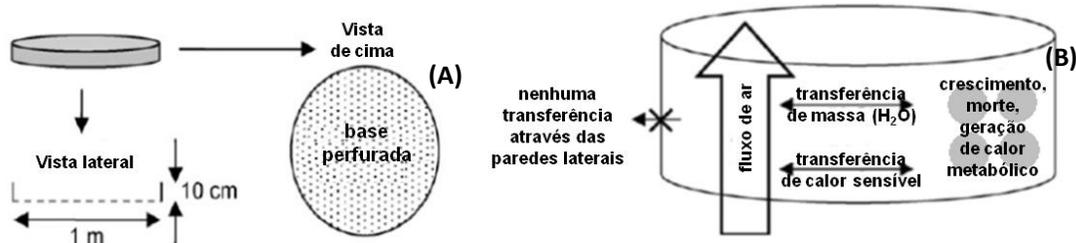


Figura III-1: (A) Detalhes da gaveta. (B) Representação esquemática da camada dentro de uma gaveta, indicando os fenômenos biológicos e de transporte chave incluída no modelo. Adaptado de MITCHELL *et al.* (2010).

Cada camada individual do biorreator possui um conteúdo de massa seca total (incluindo a biomassa, substrato disponível e substrato residual), não existindo gradientes espaciais de temperatura, umidade e concentração de biomassa em qualquer momento. No modelo matemático foram consideradas algumas hipóteses, como desconsiderar o balanço de massa de oxigênio, pois estudos anteriores mostram que, em biorreatores aerados, a transferência de oxigênio não é um fator limitante

(GOWTHAMAN *et al.*, 1993); não há queda de pressão no leito; não há gradientes radiais; a porosidade do leito é constante; e foram desconsiderados os efeitos espaciais do crescimento do microrganismo no leito. Na divisão de corrente foi considerado que a umidade e temperatura do gás na entrada e saída do divisor de corrente são iguais.

3.2. Desenvolvimento do modelo

São apresentadas as equações utilizadas no modelo matemático implementadas no *software* EMSO.

- Modelo para uma camada do biorreator

❖ Produção de Biomassa

A produção de biomassa é descrita por uma equação de crescimento que considera a biomassa total composta por células viáveis e não viáveis e no caso da biomassa viável apresenta na equação um termo de taxa específica de morte. As equações estão apresentadas abaixo:

$$\frac{dXt}{dt} = \mu Xv \left(1 - \frac{Xt}{Xm} \right) \quad (\text{III-1})$$

$$\frac{dXv}{dt} = \mu Xv \left(1 - \frac{Xt}{Xm} \right) - k_D Xv \quad (\text{III-2})$$

em que Xt é a biomassa total (kg de biomassa kg de sólidos⁻¹), Xv é a biomassa viável (kg de biomassa kg de sólidos⁻¹), Xm é a biomassa máxima, μ é a taxa específica de crescimento (h⁻¹) e k_D é a taxa específica de morte (h⁻¹) que é modelado baseado em formulações empíricas como mostrado abaixo:

$$k_D = A_D \exp \left(\frac{-E_{aD}}{R(T_s + 273)} \right) \quad (\text{III-3})$$

A taxa específica de crescimento é modelada como função da temperatura e atividade de água dos sólidos, dada pela seguinte equação:

$$\mu = \mu_{opt} \sqrt{(\mu_T \mu_W)} \quad (\text{III-4})$$

em que μ_{opt} (h^{-1}) é a taxa de crescimento ótimo sob condições ideais, μ_T (adimensional) é a taxa de crescimento fracionária específica em função da temperatura dos sólidos e μ_W (adimensional) é a taxa de crescimento fracionária específica em função da atividade de água de sólidos. As equações de μ_T e μ_W são relações empíricas (Equações III-5 e III-6)(BASTOS, 2011).

$$\mu_T = \frac{8.3147 \times 10^{11} \exp\left(-\frac{70,225}{R(T_s+273)}\right)}{1 + 1.3 \times 10^{47} \exp\left(-\frac{2836,356}{R(T_s+273)}\right)} \quad (\text{III-5})$$

$$\mu_W = 1.011325 \exp(618.9218a_w^3 - 1863.527a_w^2 + 1865.097a_w - 620.6684) \quad (\text{III-6})$$

❖ Balanço de massa

O balanço de massa de sólidos secos totais que é a biomassa seca mais o substrato residual seco é representado pela seguinte equação:

$$\frac{dM}{dt} = V \frac{1 - \left(\frac{1}{Y_{xs}}\right)}{1 - Xt \left(1 - \left(\frac{1}{Y_{xs}}\right)\right)} M \frac{dXt}{dt} \quad (\text{III-7})$$

em que M é a massa de sólidos secos totais ($\text{kg de sólidos m}^{-3}$), Y_{xs} ($\text{kg de biomassa kg de substrato}^{-1}$) é o rendimento de biomassa em relação ao substrato consumido total e V (m^3) o volume de uma camada de leito.

- Balanço de massa de água líquida na fase sólida

A variação do teor de água líquida no sólido é descrita pela seguinte equação:

$$V \frac{d(WM)}{dt} = Y_w V \frac{d(XvM)}{dt} - k_w (W - W_{sat}) V \quad (\text{III-8})$$

em que W é o teor de água no sólido ($\text{kg de água kg de sólido}^{-1}$), Y_w representa o rendimento de água durante o crescimento microbiano ($\text{kg de água kg de sólidos}^{-1}$), k_w é o coeficiente de transferência de massa de água, obtido por correlação empírica (equação III-9) e W_{sat} é o teor de água que os sólidos teriam se estivessem em equilíbrio com a fase gás (relação empírica da equação III-10) (BASTOS, 2011).

$$k_w = (7.304 - 0.00177(T_G + 273))W - 2.202 + 0.00618(T_G + 273) \quad (\text{III-9})$$

$$W_{sat} = (1 - X_T) \left(\frac{\ln(1 - a_{wg})}{-4.988} \right)^{1/0.7202} + X_T \left(\frac{\ln(1 - a_{wg})}{-2.5503} \right)^{1/0.3596} \quad (\text{III-10})$$

Na Equação (III-8) está representada a produção metabólica de água durante o crescimento do microrganismo (primeiro termo do lado direito da equação) e pela transferência de água por evaporação entre a fase sólida e a fase gasosa (segundo termo do lado direito da equação).

- Balanço de massa de água na fase gás (H)

Na Equação (III-11) está representada a vazão mássica do vapor d'água que entra e sai da bandeja do reator (primeiro termo do lado direito da equação) e pela transferência de massa devido à evaporação de água da fase sólida para a fase gasosa (segundo termo do lado direito da equação).

$$V \varepsilon \rho \frac{dH}{dt} = GA(H_{in} - H) + k_W(W - W_{sat})V \quad (\text{III-11})$$

sendo ε a porosidade do leito, ρ (kg de ar seco m^{-3}) a densidade do ar, G (kg m^{-2}) o fluxo de ar e A (m^2) a área transversal de uma camada do leito.

❖ Balanços de energia

- Balanço de energia para a fase sólida

Na Equação (III-12) está representada a liberação de calor metabólico gerado no processo de crescimento do microrganismo (primeiro termo do lado direito da equação), a transferência de calor entre os sólidos e a fase gasosa (segundo termo do lado direito da equação) e a remoção de energia do sólido como calor latente de evaporação (terceiro termo do lado direito da equação).

$$VM(C_{PM} + C_{PW}W) \frac{dT_S}{dt} = VY_Q M \frac{dX_T}{dt} - h(T_S - T_G)V - k_W(W - W_{sat})V\lambda \quad (\text{III-12})$$

em que T_S ($^{\circ}\text{C}$) é a temperatura do sólido, C_{PM} (J kg $\text{água}^{-1} \text{ } ^{\circ}\text{C}^{-1}$) é o calor específico dos sólidos secos, C_{PW} (J kg de ar seco $^{-1} \text{ } ^{\circ}\text{C}^{-1}$) é o calor específico da água líquida, Y_Q (J kg de biomassa $^{-1}$) é o rendimento do calor metabólico durante o crescimento microbiano, h

($\text{J s}^{-1} \text{ m}^{-3} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$) é o coeficiente de transferência de calor convectivo, T_G ($^\circ\text{C}$) é a temperatura do gás e λ ($\text{J kg de } \text{água}^{-1}$) é a entalpia de vaporização da água. Sendo que h é proveniente de relação empírica (Equação III-13).

$$h = 44209.85 \left[\frac{G(T_G + 273)}{0.0075 P} \right]^{0.6011} \quad (\text{III-13})$$

- Balanço de energia para a fase gasosa

Na Equação (III-14) está representada a variação de energia do ar seco que entra e sai pelo fluxo de ar, a variação de energia do vapor de água que entra e sai pelo fluxo de ar e a transferência de calor entre os sólidos e a fase gasosa.

$$V\varepsilon\rho(C_{PA} + C_{PV}H)\frac{dT_G}{dt} = GAC_{PA}(T_{in} - T_G) + GAC_{PV}(H_{in}T_{in} - HT_G) + h(T_S - T_G)V \quad (\text{III-14})$$

em que C_{PA} ($\text{J/kg de } \text{água}/^\circ\text{C}$) representa o calor específico do ar seco e C_{PV} ($\text{J/kg de } \text{água}/^\circ\text{C}$) o calor específico do vapor de água.

Uma alteração foi feita na Equação (III-14) de forma a satisfazer o balanço de energia e impedir um fluxo contrário de vapor úmido. A equação original apresentada por BASTOS (2011) segue abaixo:

$$V\varepsilon\rho(C_{PA} + C_{PV}H)\frac{dT_G}{dt} = GAC_{PA}(T_{in} - T_G) - GAC_{PV}(H_{in}T_{in} - HT_G) + h(T_S - T_G)V \quad (\text{III-15})$$

➤ Biorreator de Múltiplas Camadas com alimentação lateral sem controle

Com a inclusão da divisão de corrente (*splitter*) e um misturador (*mixer*) ao modelo original foi possível observar novos comportamentos do sistema com a alimentação lateral (Figura III-2). Foram feitas simulações variando os seguintes parâmetros: a fração mássica (alfa) da divisão de corrente de alimentação para a primeira bandeja, variando de 0,1-1,0, o número (F) da bandeja acima da qual entra a alimentação lateral, considerando $F = 2, 4, 6$ e 8 , e a vazão mássica da corrente (G), variando de $0,35\text{-}2,0 \text{ kg h}^{-1}$. Essa faixa para a vazão mássica da corrente (G) foi escolhida através do valor inicial utilizado por BASTOS (2011). Além disso, foi considerado que na fração de divisão de corrente (alfa) da corrente de alimentação máxima, toda a alimentação de ar foi feita na parte inferior do reator, ou seja, na camada 1 do biorreator, não tendo divisão de corrente. Porém, não se considera a fração de

divisão de corrente (alfa) nula, pois nesse caso teria apenas a alimentação lateral, que não é o objetivo.

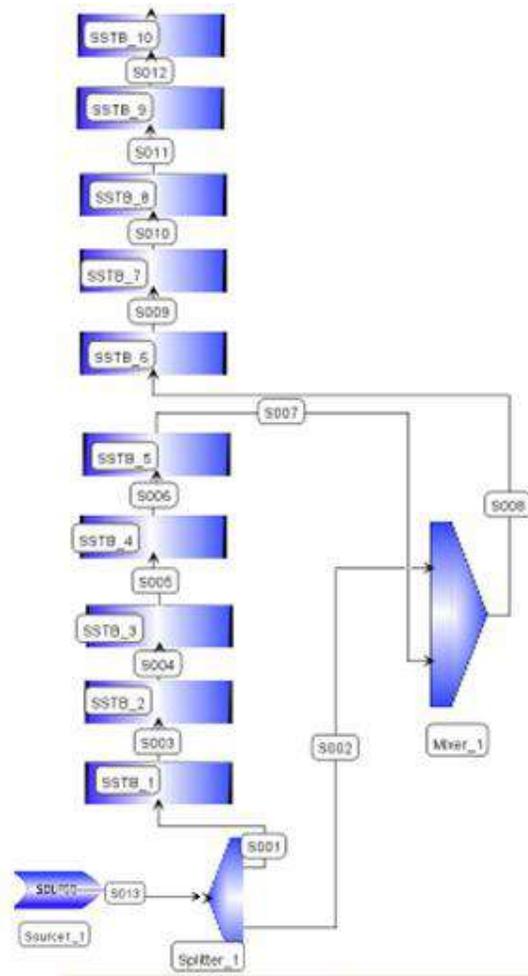


Figura III-2: Biorreator com 10 camadas e alimentação lateral.

➤ **Biorreator de Múltiplas Camadas com alimentação lateral com controle**

A partir das análises descritas acima, foi possível observar quais situações melhoram o desempenho do processo, e assim poder aplicar o controle em torno das melhores faixas das variáveis obtidas incluindo o controlador PID, considerando como variável controlada a temperatura de uma camada selecionada, o alfa como variável manipulada e o *setpoint* no valor de 34°C (Figura III-3). Vale ressaltar que para a manipulação de alfa seria necessário a inclusão de uma válvula no processo. Os parâmetros do controlador foram ajustados minimizando a integral do erro absoluto (IAE) entre o *setpoint* e a variável medida, utilizando a função do Matlab *fminsearch* através da interface de comunicação EMSO/Matlab por meio do Simulink (Figura III-4). O código-fonte implementado para o cálculo dos parâmetros está no Apêndice. Após

a sintonia do controlador, simulações foram feitas utilizando a temperatura de diferentes camadas como variável controlada com a finalidade de obter a temperatura e umidade ideais para o processo por todo o leito.

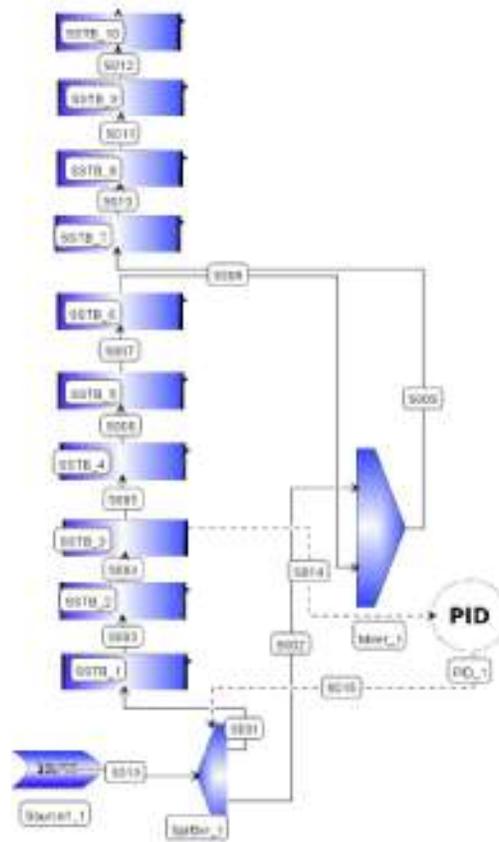


Figura III-3: Biorreator com 10 camadas, alimentação lateral e controlador PID.

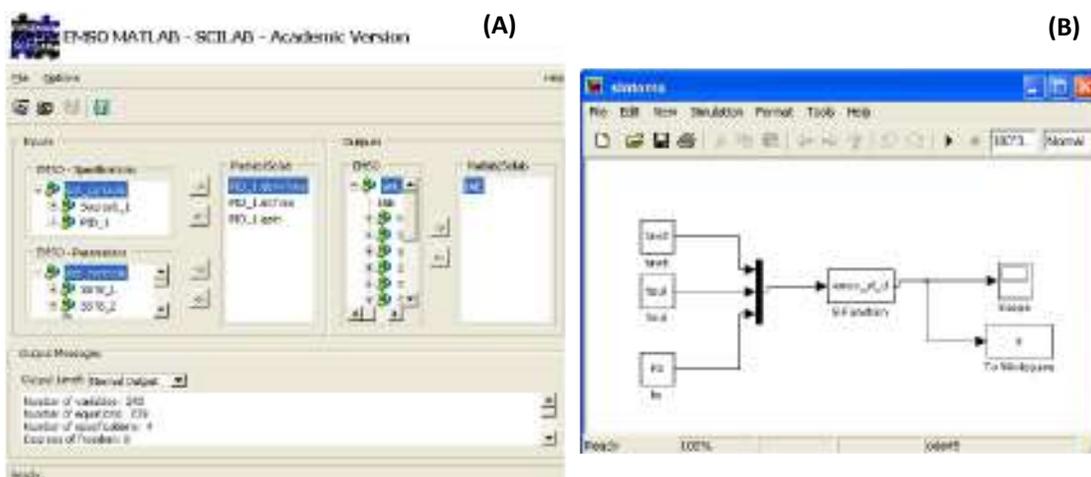


Figura III-4: Obtenção dos parâmetros do controlador através da interface EMSO/Matlab (A) utilizando o Simulink (B).

IV. Resultados e Discussão

4.1. Modelo com alimentação lateral sem controle

A Tabela 1 mostra os valores dos parâmetros e das variáveis de estado nas condições iniciais (H_0 , M_0 , T_{G0} , T_{S0} , W_0 , X_{T0} e X_{V0}). Esses parâmetros e variáveis são utilizados igualmente para todas as camadas no instante inicial da simulação.

Tabela IV-1: Valores e unidades das variáveis e dos parâmetros do modelo matemático.

Variável / Parâmetro	Valor (ou valor inicial) e unidades
A	0.785 m ²
C_{pm}	2500 J kg ⁻¹ K ⁻¹
C_{pw}	4187 J kg ⁻¹ K ⁻¹
C_{pa}	1000 J kg ⁻¹ K ⁻¹
C_{pv}	1791 J kg ⁻¹ K ⁻¹
X_m	0.250 kg de biomassa kg de sólidos ⁻¹
Y_{xs}	0.5 kg de biomassa kg de substrato ⁻¹
Y_w	0.3 kg de água kg de substrato ⁻¹
μ_{opt}	0.236 h ⁻¹
λ	2414300 J kg de água ⁻¹
E_{aD}	621729.234 J mol ⁻¹
V	0.0785 m ³
A_d	8.0164 e100 h ⁻¹
R	8.314 J mol ⁻¹ K ⁻¹
P	101325 Pa
ρ	1.14 kg de ar seco m ⁻³
ε	0.5
Y_q	8.366e6 J kg de biomassa ⁻¹
X_{T0}	0.002 kg de biomassa kg de sólidos ⁻¹
X_{V0}	0.002 kg de biomassa kg de sólidos ⁻¹
M_0	250 kg m ⁻³
W_0	0.895 kg de água kg de sólidos ⁻¹
H_0	0.032 kg de vapor kg ar seco ⁻¹
T_{G0}	33 °C
T_{S0}	33°C

4.1.1. Análise de sensibilidade da temperatura do gás

Com os resultados da simulação foram construídos gráficos para cada camada do biorreator, variando a fração de divisão da corrente de alimentação (alfa) e a vazão mássica (G) no instante que a temperatura máxima é atingida (Figura IV-1). Os gráficos mostrados nessa figura estão dispostos de forma a observar o comportamento da temperatura do gás antes e após a alimentação lateral e na última camada do biorreator. Perfis semelhantes são observados, com a temperatura do gás elevada antes da alimentação lateral e diminui significativamente após a alimentação lateral aumentando pouco até a última camada, isto em todas as diferentes posições laterais.

Pode-se notar que a temperatura do gás atinge o valor máximo de 46°C quando $F=8$ antes da alimentação lateral (Figura IV-1). A temperatura é máxima quando a vazão mássica de gás é baixa e a fração da corrente pequena, de forma que não é possível remover calor do leito. A faixa de temperatura ótima para o microrganismo em questão é de 35-37°C, sendo capaz de crescer até cerca de 47°C (SCHUSTER *et al.*, 2002), ao se afastar dessa faixa sua taxa metabólica se altera. Quando a temperatura está alta, vários fatores são afetados, a germinação do esporo, o crescimento, a formação do produto e a esporulação, enquanto em baixas temperaturas não há favorecimento do crescimento do microrganismo e de reações bioquímicas devido à baixa atividade enzimática.

Sendo que após a alimentação de gás, a temperatura cai drasticamente nas camadas posteriores chegando a cerca de 34°C, com um aumento numa faixa de 2-3°C quando chega na última camada (Figura IV-1). Esse fenômeno acontece para as diferentes posições de alimentação lateral no leito, com o equilíbrio térmico do biorreator sendo influenciado tanto pela vazão mássica de gás quanto pela fração da corrente. Deve-se ter uma taxa de aeração que não afete a atividade metabólica das células, quando a concentração de oxigênio está abaixo do nível crítico, e que não resfrie o substrato de forma a não favorecer o crescimento celular. Dessa forma, através dos gráficos, as condições ótimas para se obter a temperatura ideal para o processo são observadas. É possível notar que numa faixa de 0,5-0,6 para a fração da corrente (alfa) e 1,0-1,5 kg/h para a vazão mássica de gás (G), a temperatura se mantém em níveis apropriados ao processo.

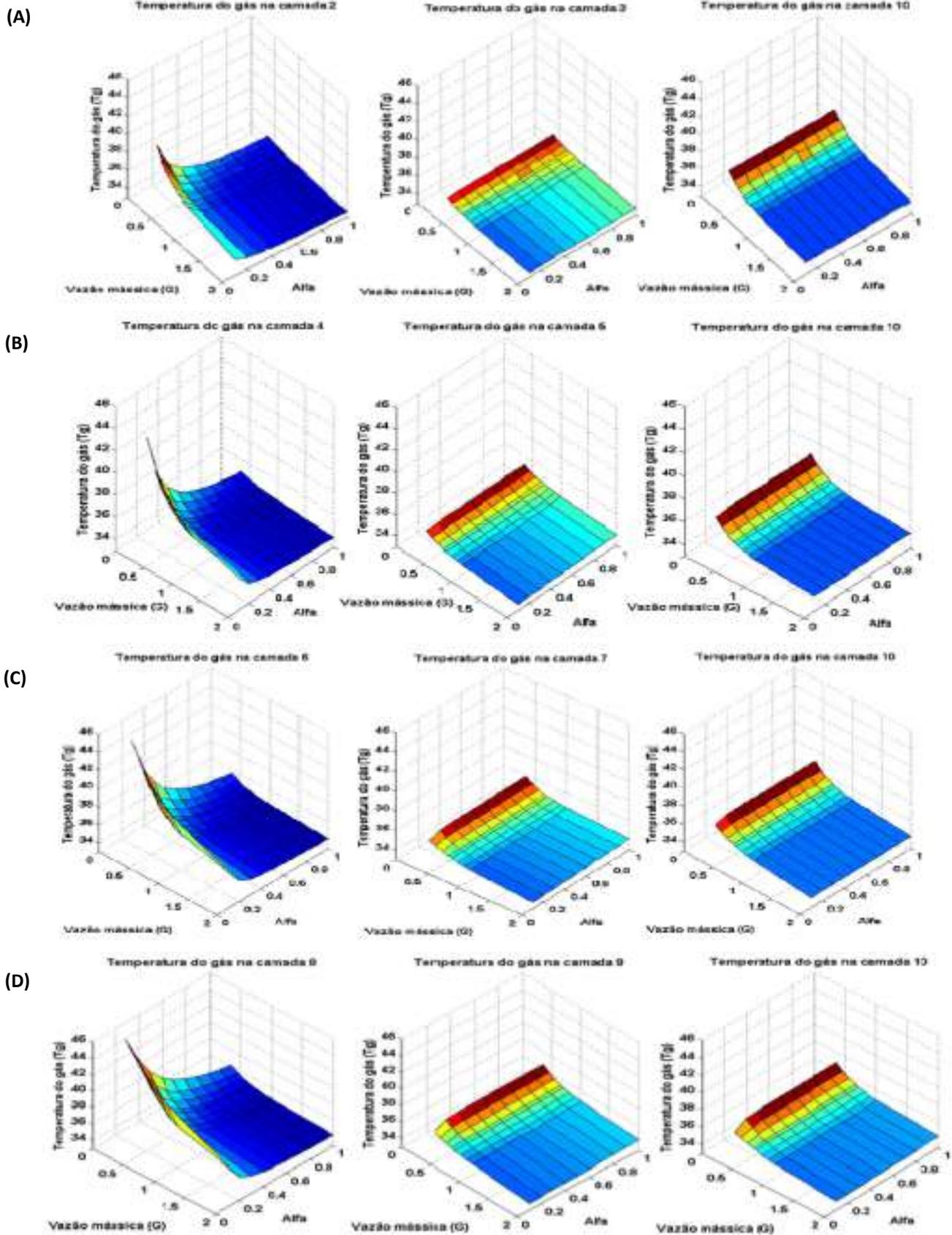


Figura IV-1: Temperatura do gás nas camadas para diferentes alimentações laterais com $F=2$ (A), $F=4$ (B), $F=6$ (C) e $F=8$ (D).

A alta temperatura observada é proveniente do calor metabólico gerado no crescimento do microrganismo que está intimamente relacionado à taxa de crescimento do microrganismo. Quando o fungo filamentososo está na fase exponencial de crescimento é observado um máximo de temperatura quando não há a remoção eficiente de calor do meio (Figura IV-2). E, além disso, o teor de água (W) diminui significativamente já que maior vapor de água é formado em altas temperaturas e o arraste devido à aeração é observado.

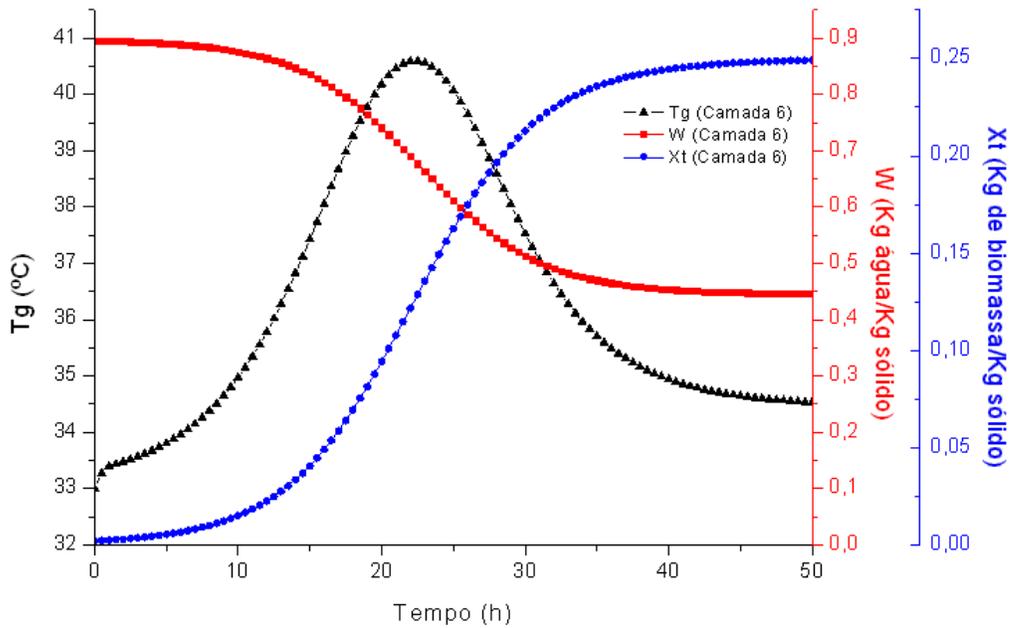


Figura IV-2: Temperatura do gás, biomassa total e teor de água na camada 6 para $\alpha=0,2$, $G=0,45 \text{ kg h}^{-1}$ e $F=6$.

4.1.2. Análise de sensibilidade da umidade do gás

Os gráficos construídos com os resultados da simulação também consideraram a temperatura máxima em cada instante e variação da fração mássica da corrente (alfa) e a vazão mássica (G) (Figura IV-3). Além disso, também consideraram a mesma disposição dos gráficos para analisar o comportamento da umidade do gás antes e após a alimentação lateral e na última camada. Apresentaram perfis semelhantes para as distintas posições laterais, mostrando que a temperatura e umidade do gás estão intrinsecamente relacionadas.

Antes da alimentação lateral, quando a temperatura está alta, a umidade do gás também aumenta devido ao maior arraste do vapor de água. Há um aumento da umidade fortemente relacionado à temperatura chegando até no máximo 0,065 de umidade (kg de vapor de água/kg de ar seco) quando $F=8$ (Figura IV-3).

Quando a temperatura volta a valores favoráveis ao processo, após a alimentação lateral, a umidade diminui conseqüentemente, apresentando um valor de aproximadamente 0,035, chegando à última camada ainda em patamares aceitáveis, num valor próximo a 0,037 (Figura IV-3). Esse fenômeno acontece para as diferentes posições de alimentação lateral no leito, sendo também influenciado pela vazão mássica do gás e pela fração da corrente. Através dos gráficos, as condições ótimas para obter valores de umidades ideais para o processo são observadas. Para a faixa de 0,5-0,6 para a fração da corrente (alfa) e 1,0-1,5 kg/h para a vazão mássica de gás (G), a umidade do gás e a temperatura do gás se mantêm em níveis apropriados ao processo.

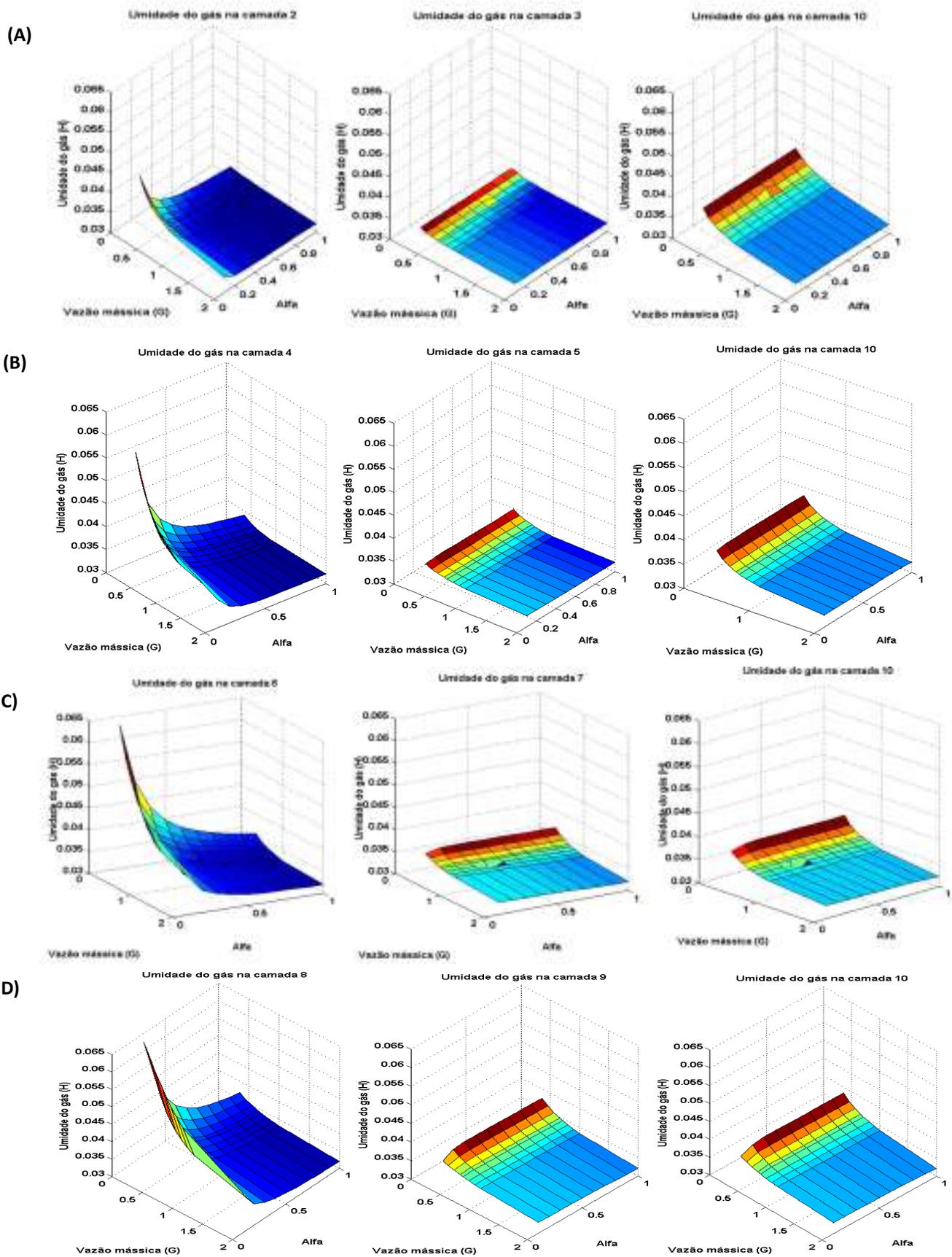


Figura IV-3: Umidade do gás para as camadas para diferentes alimentações laterais com $F=2$ (A), $F=4$ (B), $F=6$ (C) e $F=8$ (D).

É possível observar mais nitidamente através da Figura IV-4 que a umidade do gás depende da temperatura, em que o máximo da temperatura do gás coincide com o máximo da umidade do gás. Isso pode ser explicado pela brusca queda do teor de água no sólido em temperaturas elevadas, devido ao aumento do vapor de água formado no gás.

A alta umidade do gás significa uma umidade baixa no sólido, enquanto o contrário também acontece. A alta umidade do substrato sólido impede o bom desenvolvimento do fungo filamentososo devido à película aquosa no sólido que é formada pela água livre, limitando assim a transferência de oxigênio e gás carbônico. Já quando o teor de umidade do sólido for excessivamente baixo, o crescimento do microrganismo será prejudicado, pois é necessário um mínimo teor de umidade, não desejando um substrato sólido completamente seco. Dessa forma, é importante que a umidade permaneça em valores ideais, nem muito baixos nem muito altos.

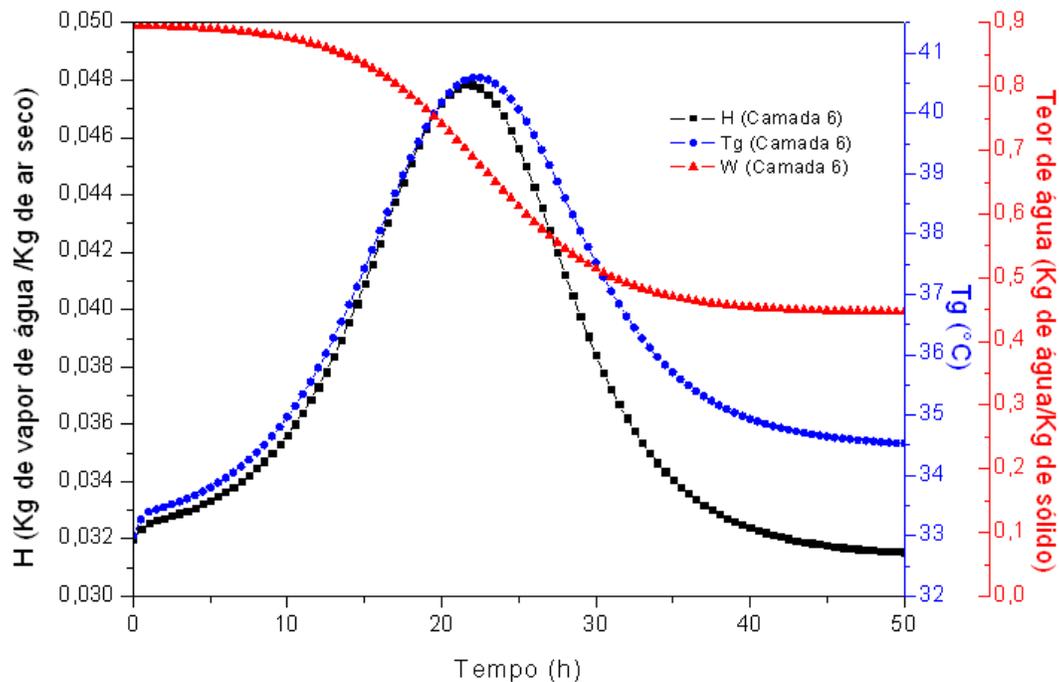


Figura IV-4: Temperatura do gás, umidade do gás e teor de água na camada 6 para $\alpha=0,2$, $G=0,45 \text{ kg h}^{-1}$ e $F=6$.

4.1.3. Análise de sensibilidade da biomassa total

Os gráficos construídos com os resultados da simulação consideraram também a temperatura máxima em cada instante e variação da fração mássica da corrente (alfa) e a vazão mássica (G) (Figura IV-5). Além disso, também consideraram a mesma disposição dos gráficos para analisar o comportamento da biomassa total antes e após a alimentação lateral e na última camada. Perfis semelhantes são notados, quando a temperatura e umidade do gás estão altas antes da alimentação lateral a biomassa total apresenta uma queda brusca, retornando a valores razoáveis para o crescimento exponencial do microrganismo após a alimentação lateral. Esse fenômeno observado ocorre para todas as posições da alimentação lateral estudadas.

Inicialmente, antes da alimentação lateral, há uma queda na biomassa total observada nas regiões do gráfico onde a temperatura e a umidade do gás se encontram bem alta. O menor valor para a biomassa total chega a aproximadamente 0,065 (kg de biomassa/kg de sólido) quando $F=8$, já que a temperatura do gás nesse caso está a 46°C e a umidade do gás a 0,070 (kg de vapor de água/kg de ar seco) (Figura IV-5). Valores tão altos de temperatura e conseqüentemente de umidade do gás fazem com o desenvolvimento do microrganismo seja prejudicado de forma a não atingir a concentração máxima de células.

Quando a temperatura é restabelecida e conseqüentemente a umidade, após a alimentação lateral, um pequeno aumento da biomassa é observado na região em questão, porém só na região onde a temperatura e umidade do gás permanecem em valores razoáveis para o processo que a biomassa total apresenta valores aceitáveis (Figura IV-5). Esse fenômeno acontece para as diferentes posições de alimentação lateral no leito, sendo também influenciado pela vazão mássica do gás e pela fração da corrente, já que influenciam o comportamento da temperatura e umidade do gás intrinsecamente relacionado à biomassa total. Através dos gráficos, as condições ótimas para obter valores de biomassa total ideais para o processo são observadas. Para a faixa de 0,5-0,6 para a fração da corrente (alfa) e 1,0-1,5 kg/h para a vazão mássica de gás (G), a umidade do gás, a temperatura do gás e a biomassa total se mantém em níveis apropriados ao processo, principalmente para $F=6$.

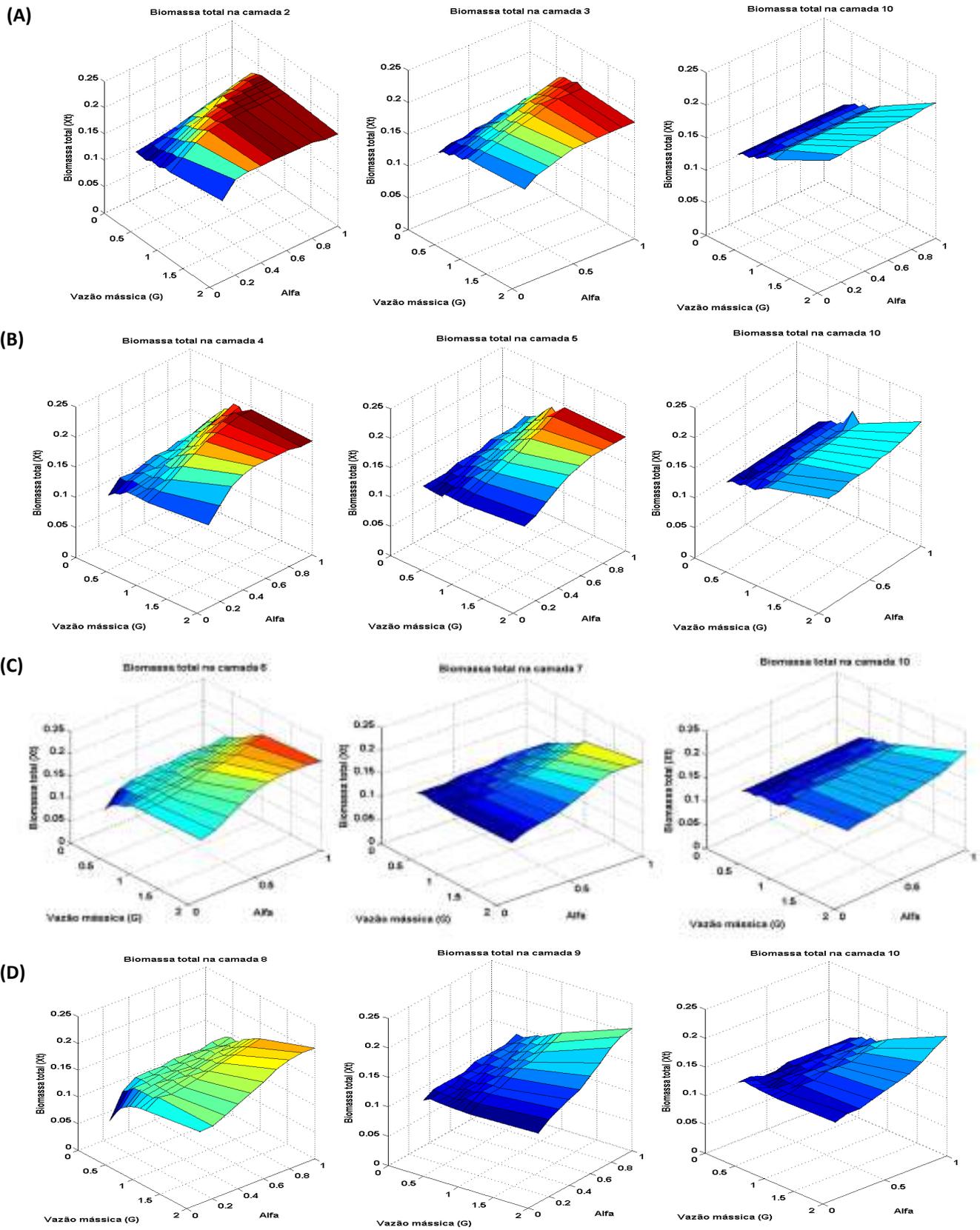


Figura IV-5: Biomassa total para as camadas para diferentes alimentações laterais com $F=2$ (A), $F=4$ (B), $F=6$ (C) e $F=8$ (D).

O microrganismo não consegue chegar à concentração máxima de células, pois quando começa a atingir a fase exponencial de crescimento atinge a temperatura máxima, ao invés de continuar o crescimento há uma queda nessa taxa, só voltando a uma taxa maior de crescimento quando a temperatura cai, porém não consegue chegar à máxima biomassa total (Figura IV-6). Esse baixo rendimento tem como consequência uma menor produtividade, não sendo desejável. Esse gráfico também explicita a relação entre a temperatura e a umidade do gás com a biomassa total (Figura IV-6).

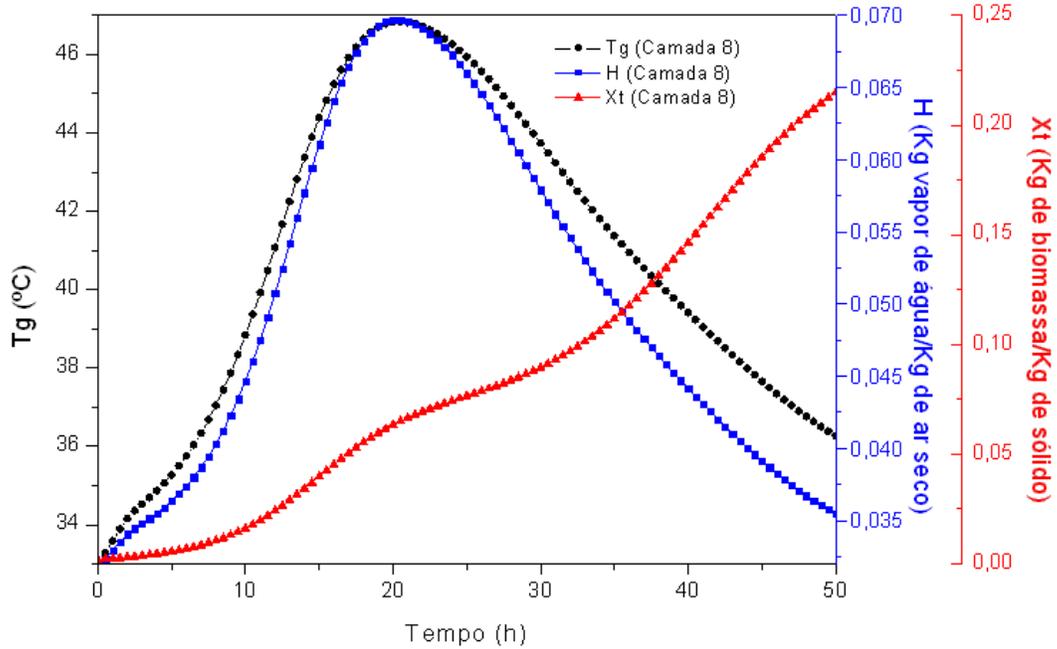


Figura IV-6: Temperatura do gás, umidade do gás e biomassa total na camada 8 para $\alpha=0,1$, $G=0,35 \text{ kg h}^{-1}$ e $F=8$.

4.2. Modelo com alimentação lateral e controle

Os resultados com alimentação lateral em $F=6$ foram mais promissores quando comparados com os outros casos, dessa forma foi considerado apenas esse tipo de alimentação lateral para a implementação do controle.

Após a inclusão do controlador PID no diagrama, foi feito ajuste dos parâmetros do controlador encontrando os seguintes valores: $\tau_i=0,3123$ h, $\tau_d=0,1071$ h, $K_c=0,5752$. Depois da sintonia do controlador foi possível observar o controle da temperatura para valores ótimos para o processo ao manipular o alfa. Sendo que ao mudar o local de medida da temperatura, obtiveram-se valores de no máximo $35,5^\circ\text{C}$, quando a medição foi feita na camada 6, ao longo da fermentação (Figura IV-7).

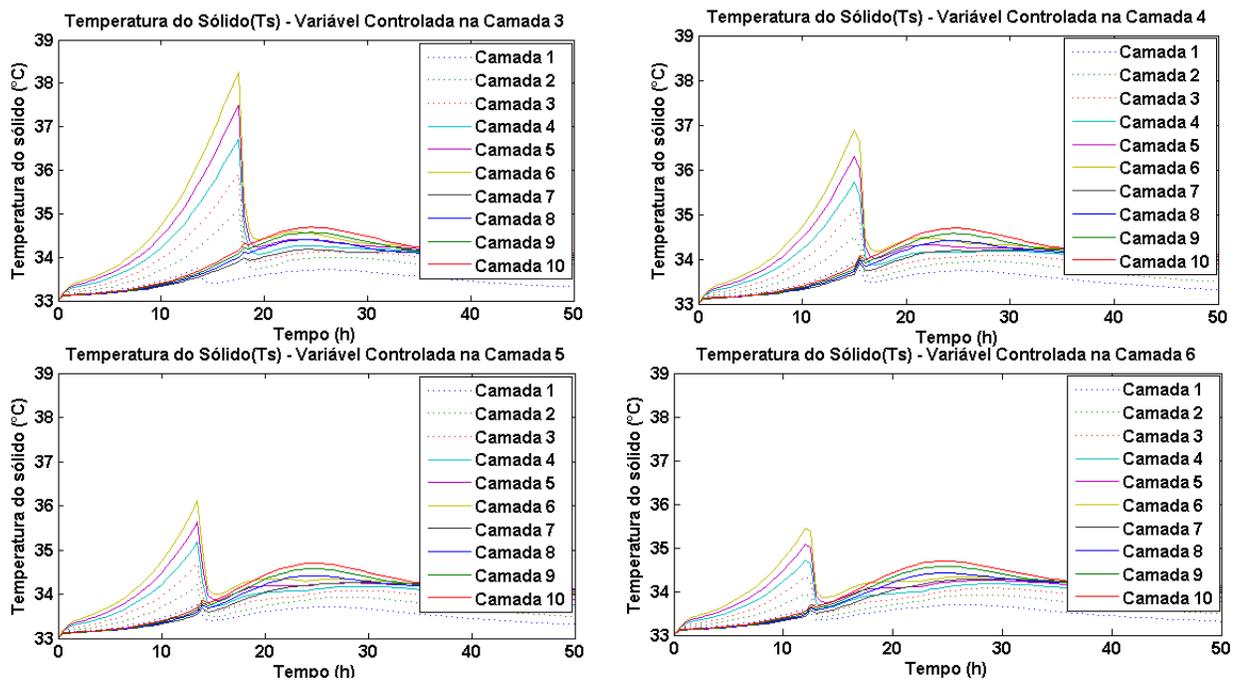


Figura IV-7: Temperaturas do sólido controlando o sistema a partir da medida da temperatura em cada uma das camadas 3, 4, 5 e 6.

Ao observar o comportamento da umidade do gás após a implementação do controle, o mesmo perfil da temperatura do sólido ocorreu. Isso porque à medida que a temperatura do sólido aumenta, liberando massa de água na forma de vapor, a umidade do gás aumenta também. Caso a umidade do sólido aumente muito (a umidade do gás baixa) o sistema pode apresentar água livre que impede a difusão de oxigênio e gás carbônico, impedindo assim o bom desenvolvimento do processo fermentativo. A

umidade ideal para processo é cerca de 0,034. A umidade máxima obtida foi de 0,036 quando a medida foi feita na camada 6 (Figura IV-8).

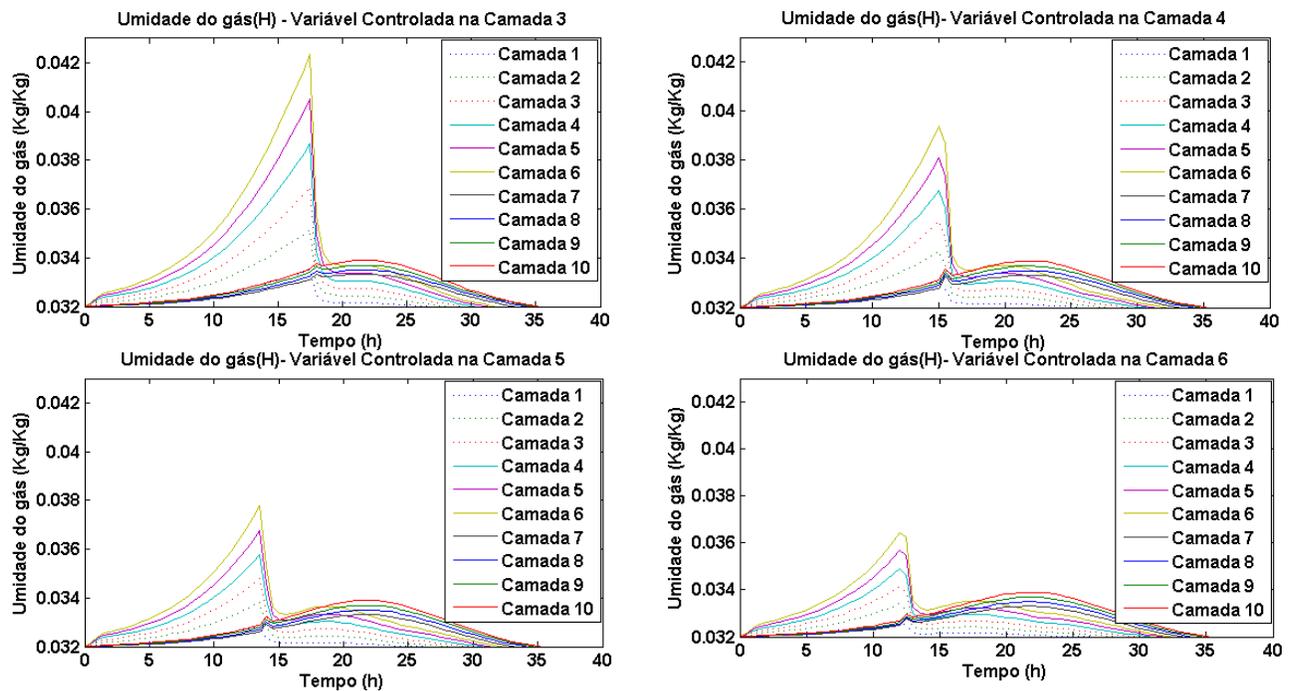


Figura IV-8: Umidade do gás controlando o sistema a partir da medida da temperatura em cada uma das camadas 3, 4, 5 e 6.

Assim, o controle razoável da temperatura e umidade do gás no leito pode ser obtida através da manipulação de alfa e medição da temperatura da camada 6, não sendo observado outro trabalho semelhante na literatura.

Através da figura IV-9 é possível observar variação do alfa quando é feito o controle na diferentes camadas. Nos momentos em que as temperaturas apresentam valores altos como mostrado nos gráficos anteriores, o valor de alfa aumenta, fazendo com que uma fração maior de ar seja alimentada na primeira camada. Proporcionando assim maior resfriamento ao leito, atingindo valores de temperatura mais baixos. E, por fim, há uma saturação da ação de controle, pois todo o ar alimentado é direcionado para a base do biorreator para eliminar o *offset* (*setpoint* - temperatura).

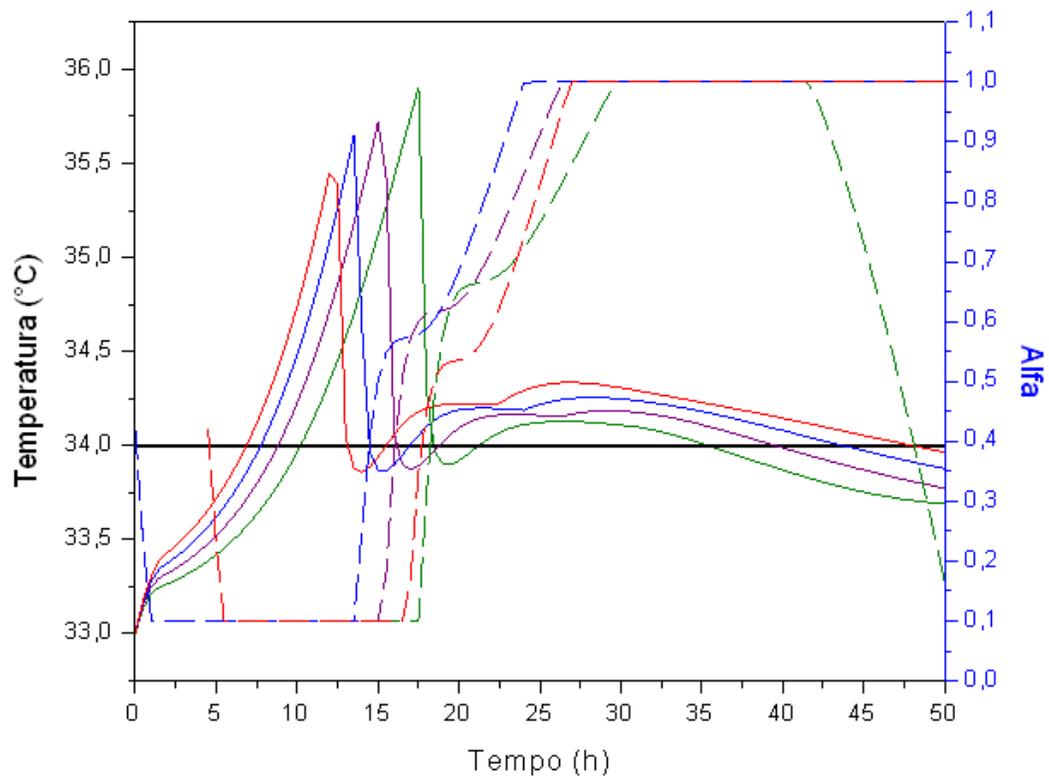


Figura IV-9: Variação do alfa para a variável controlada nas camadas 3, 4 5 e 6.

V. Conclusões

Visando controlar a temperatura do biorreator de leito empacotado com múltiplas camadas, inicialmente foi feita a análise de sensibilidade para diferentes posições de alimentação lateral, após a sintonia do controlador PID e posterior controle do processo de Fermentação em Estado Sólido.

Através da análise de sensibilidade variando a vazão mássica e a fração de divisão de corrente foi possível obter as melhores faixas, 1,0-1,5 kg h⁻¹ e 0,5-0,6, respectivamente, em que a temperatura e a umidade e consequentemente a biomassa total se mantivessem em valores ideais para o processo como um todo. Além disso, foi possível escolher a alimentação lateral mais promissora para o processo, quando F=6.

Com os resultados iniciais, foi feita a implementação do controle no processo manipulando alfa, medido a temperatura de uma camada do biorreator e fixando o valor de 1 kg h⁻¹ para a vazão mássica, utilizando a estratégia *feedback* e o controlador PID. Foi feita a sintonia do controlador, obtendo os seus parâmetros: $\tau_i=0,3123$ h, $\tau_d=0,1071$ h e $K_c= 0,5752$. As técnicas de controle implementadas foram eficientes para o processo, pois foi possível manter a temperatura em no máximo 35,5°C e 0,034 kg/kg para a umidade do gás ao longo da fermentação por todo o leito quando a temperatura controlada foi medida na sexta camada, não sendo observado resultado semelhante na literatura.

Tendo em vista a importância desse trabalho, sugestões para trabalhos futuros são feitas:

- Modificação da modelagem da fermentação em estado sólido, considerando o gradiente radial de temperatura.
- Simulação do biorreator por parâmetros distribuídos, utilizando técnicas de Fluidodinâmica Computacional.
- Simulação do biorreator de bandejas no EMSO com mais de uma alimentação lateral visando uma melhor eficiência e acoplando outros equipamentos de processo, como trocadores de calor.
- Validação do modelo através de testes experimentais.

VI. Referências Bibliográficas

- AGOSIN, E., PÉREZ-CORREA, R., FERNANDEZ, M., SOLAR, I., CHIANG, L. 1997. "An Aseptic Pilot Bioreactor For Solid Substrate Cultivation Processes." *Global Environmental Biotechnology* 233–43.
- BASTOS, M. G. 2011. "Análise da performance de biorreatores em bandejas múltiplas para fermentação em estado sólido usando o simulador EMSO." Universidade Federal do Rio de Janeiro. Projeto Final de Curso.
- FERNÁNDEZ, M., PÉREZ-CORREA, J. R., SOLAR, I., AGOSIN, E. 1996. "Automation of a solid substrate cultivation pilot reactor." *Bioprocess Engineering* 16:1–4.
- GERVAIS, P., BAZELIN, C. 1986. "DEVELOPMENT OF A SOLID-SUBSTRATE FERMENTOR ALLOWING THE CONTROL OF THE SUBSTRATE WATER ACTIVITY." *Biotechnology Letters* 8(3):191–96.
- HÖLKER, U., HÖFER, M., LENZ, J. 2004. "Biotechnological advantages of laboratory-scale solid-state fermentation with fungi." *Applied microbiology and biotechnology* 64(2):175–86.
- KHANAHMADI, M., ROOSTAAZAD, R., MITCHELL, D. A., MIRANZADEH, M., BOZORGMEHRI, R., SAFEKORDI, A. 2006. "Bed moisture estimation by monitoring of air stream temperature rise in packed-bed solid-state fermentation." *Chemical Engineering Science* 61(17):5654–63.
- VON MEIEN, O. F., LUZ JR, L. F. L., MITCHELL, D. A., PÉREZ-CORREA, J. R., AGOSIN, E., FERNÁNDEZ-FERNÁNDEZ, M., ARCAS, J. A. 2004. "Control strategies for intermittently mixed, forcefully aerated solid-state fermentation bioreactors based on the analysis of a distributed parameter model." *Chemical Engineering Science* 59(21):4493–4504.
- MITCHELL, D. A., KRIEGER, N. 2006. "Solid-State Fermentation Bioreactors: Fundamentals of Design and Operation." edited by M. Berovic. New York: Springer.
- MITCHELL, D. A., VON MEIEN, O. F. 2000. "Mathematical modeling as a tool to investigate the design and operation of the zymotis packed-bed bioreactor for solid-state fermentation." *Biotechnology and bioengineering* 68(2):127–35.
- MITCHELL, D. A., KRIEGER, N., STUART, D. M., PANDEY, A. 2000. "New developments in solid-state fermentation II . Rational approaches to the design , operation and scale-up of bioreactors." *Process Biochemistry* 35:1211–25.
- NAGEL, F. J., TRAMPER, J., BAKKER, M. S., RINZEMA, A. 2001. "Temperature control in a continuously mixed bioreactor for solid-state fermentation." *Biotechnology and bioengineering* 72(2):219–30.

- NOPHARATANA, M., HOWES, T., MITCHELL, D. A. 1998. "Modelling fungal growth on surfaces." *Biotechnology Techniques* 12(4):313–18.
- OLSSON, S., JENNINGS, D. H. 1991. "Evidence for diffusion being the mechanism of translocation in the hyphae of three molds." *Experimental Mycology* 15(4):302–9.
- OOSTRA, J., LE COMTE, E. P., VAN DEN HEUVEL, J. C., TRAMPER, J., RINZEMA, A. 2001. "Intra-particle oxygen diffusion limitation in solid-state fermentation." *Biotechnology and bioengineering* 75(1):13–24.
- PAJAN, H., PÉREZ-COOREA, R., SOLAR, I., AGOSIN, E. 1997. "Multivariable Model Predictive Control of a Solid Substrate Pilot Bioreactor: A Simulation Study." *Wise, D.L. (Ed.), Global Environmental Biotechnology*. Kluwer Academic Publishers 221–32.
- PANDEY, A. 2003. "Solid-state fermentation." 13:81–84.
- PANDEY, A., SOCCOL, C. R., MITCHELL, D. A. 2000. "New developments in solid state fermentation: I-Bioprocesses and Products." *Process Biochemistry* 35(10):1153–69.
- PEÑA Y LILLO, M., PÉREZ-CORREA, R., AGOSIN, E., LATRILLE, E. 2001. "Indirect measurement of water content in an aseptic solid substrate cultivation pilot-scale bioreactor." *Biotechnology and bioengineering* 76(1):44–51.
- RAGHAVARAO, K. S. M., RANGANATHAN, T. KARANTH, N. 2003. "Some engineering aspects of solid-state fermentation." *Biochemical Engineering Journal* 13(2-3):127–35.
- RAIMBAULT, M. 1998. "General and microbiological aspects of solid substrate fermentation." *Electronic Journal of Biotechnology* 1(2):174–88.
- RAJAGOPALAN, S., MODAK, J. M. 1995. "Modeling of heat and mass transfer for solid state fermentation process in tray bioreactor." *Bioprocess Engineering* 13(3):161–69.
- SAUCEDO-CASTAÑEDA, G., TREJO-HERNÁNDEZ, M. R., LONSANE, B. K., NAVARRO, J. M., ROUSSOS, S., DUFOUR, D., RAIMBAULT, M. 1994. "On-line automated monitoring and control systems for CO₂ and O₂ in aerobic and anaerobic solid-state fermentations." *Process Biochemistry* 29(1):13–24.
- SCHUSTER, E., DUNN-COLEMAN, N., FRISVAD, J. C., VAN DIJCK, P. W. M. 2002. "On the safety of *Aspergillus niger*--a review." *Applied microbiology and biotechnology* 59(4-5):426–35.
- SEBORG, D. E., EDGAR, T. F., MELLICHAMP, D. A. 2004. "Process dynamics and control." John Wiley & Sons, 713p.
- TE BIESEBEKE, R., VAN BIEZEN, N., DE VOS, W. M., VAN DEN HONDEL, C. A. M. J. J., PUNT, P. J. 2005. "Different control mechanisms regulate glucoamylase

and protease gene transcription in *Aspergillus oryzae* in solid-state and submerged fermentation.” *Applied microbiology and biotechnology* 67(1):75–82.

VALDMAN, B., FOLLY, R., SALGADO, A. 2008. “Dinâmica, controle e instrumentação de processos.” Editora UFRJ, 400p.

VII. APÊNDICE

7.1. Modelo para uma camada do biorreator

```
using "streams";
```

```
death_frequency as positive (Default=1,final Unit='1/h');
```

```
mass_per_mass as positive (Brief = "Mass fraction", Default=0.01, Upper=1, final Unit='kg/kg');
```

```
vol_heat_trans_coeff as positive (Brief = "Volumetric heat transfer coefficient", Default=1,  
Upper=1e5, final Unit = 'kW/m^3/K');
```

```
vol_mass_trans_coeff as positive (Brief = "Volumetric mass transfer coefficient", Default=1,  
Upper=1e5, final Unit = 'kg/m^3/s');
```

```
Model Mixer
```

```
ATTRIBUTES
```

```
Pallette = true;
```

```
Icon = "icon/mixer";
```

```
Brief = "Mixer model";
```

```
VARIABLES
```

```
in inlet1 as stream_ar (Brief = "Inlet1 stream",PosX=0, PosY=0.25, Symbol="_{in1}");
```

```
in inlet2 as stream_ar (Brief = "Inlet1 stream",PosX=0, PosY=0.75, Symbol="_{in2}");
```

```
out outlet as stream_ar (Brief = "Outlet stream",PosX=1, PosY=0.5059, Symbol="_{out}");
```

```
EQUATIONS
```

```
"Overall balance"
```

```
outlet.G = inlet1.G + inlet2.G;
```

```
"Energy balance (constant cp)"
```

```
outlet.G * outlet.Tg = inlet1.G * inlet1.Tg + inlet2.G * inlet2.Tg;
```

```
"Water balance"
```

```

outlet.G * outlet.H = inlet1.G * inlet1.H + inlet2.G * inlet2.H;

end

Model SSTB

ATTRIBUTES

Pallete = true;

Icon = "icon/tank";

Brief = "Solid State Tray Bioreactor model";

PARAMETERS

# Model parameters

# Parameter to the growth rate

Miopt as frequency(Brief="maximum specific growth rate constant", DisplayUnit = '1/h');

# Parameters to the death rate

Ad as death_frequency (Brief="frequency factor for death");

EaD as energy_mol(Brief="activation energy of the solids phase", DisplayUnit = 'J/mol');

# Yield of mass and heat biomass from dry substrate

Yxs as mass_per_mass(Brief="yield of biomass from dry substrate");

Yw as mass_per_mass(Brief="yield of water during growth");

Yq as energy_mass(Brief="yield of metabolic heat during growth", DisplayUnit = 'J/kg');

# Bed physical properties

eps as fraction(Brief="bed porosity");

Cpm as cp_mass(Brief="heat capacity of dry solids", DisplayUnit = 'J/kg/K');

# Air physical properties

```

```

Rho as dens_mass(Brief="dry air density", DisplayUnit='kg/m^3');

Cpa as cp_mass(Brief="heat capacity of dry air", DisplayUnit = 'J/kg/K');

# Water physical properties

Cpw as cp_mass(Brief="heat capacity of liquid water", DisplayUnit = 'J/kg/K');

Cpv as cp_mass(Brief="heat capacity of water vapor", DisplayUnit = 'J/kg/K');

lambda as enth_mass(Brief="enthalpy of water evaporation", DisplayUnit = 'J/kg');

# Operational conditions

P as pressure (DisplayUnit='Pa');

A as area(Brief="bed area");

V as volume(Brief="volume of one layer");

R as Real(Brief="Ideal gas constant", Unit='J/mol/K');

# Initial Conditions

# Temperatures

Tg0 as temperature(Brief="gas temperature IC");

Ts0 as temperature(Brief="solids temperature IC");

# Biomass quantities

Xm as mass_per_mass(Brief="maximum biomass IC");

Xt0 as mass_per_mass(Brief="total biomass IC");

Xv0 as mass_per_mass(Brief="viable biomass IC");

# Dry solids quantity

M0 as dens_mass(Brief="dry solids IC");

# Gas phase humidity

```

```

H0 as mass_per_mass(Brief="gas phase humidity IC");

# Contents of water in solids

W0 as mass_per_mass(Brief="solids water content IC");

VARIABLES

# Variables to be solved

in Sin as stream_ar(Brief="Inlet stream",PosX=0.5,PosY=1,Symbol="_{Sin}");

out Sout as stream_ar(Brief="Outlet stream",PosX=0.5,PosY=0,Symbol="_{Sout}");

Xv as mass_per_mass(Brief="viable biomass");

Xt as mass_per_mass(Brief="total biomass");

M as dens_mass(Brief="dry solids");

W as mass_per_mass(Brief="solids water content",Upper=2);

Ts as temperature(Brief="solids temperature");

# Auxiliar variables

Mi as frequency(Brief="specific growth rate", DisplayUnit = '1/h');

Mit as positive(Brief="temperature parcel on growth rate");

Miw as positive(Brief="water activity parcel on growth rate");

Kd as death_frequency(Brief="temperature effect on death rate");

Kw as vol_mass_trans_coeff(Brief="convective mass transfer coefficient", DisplayUnit =
'kg/m^3/s');

h as vol_heat_trans_coeff(Brief="convective heat transfer coefficient", DisplayUnit =
'J/s/m^3/K');

Avg as fraction(Brief="water activity of the gas phase");

Wsat as positive(Brief="equilibrium solids water content", DisplayUnit='kg/kg');

```

Psat as pressure(Brief="saturation vapor pressure", DisplayUnit='Pa');

Aw as positive;

W1 as positive;

W2 as positive;

EQUATIONS

"Total Biomass"

$$\text{diff}(X_t) = M_i \cdot X_v \cdot (1 - X_t / X_m);$$

"Viable Biomass"

$$\text{diff}(X_v) = M_i \cdot X_v \cdot (1 - X_t / X_m) - K_d \cdot X_v;$$

"Dry solids"

$$V \cdot \text{diff}(M) = V \cdot \left(\frac{1 - (1/Y_{xs})}{1 - (X_t \cdot (1 - (1/Y_{xs})))} \right) \cdot M \cdot \text{diff}(X_t);$$

"Liquid water in the solid phase"

$$V \cdot \text{diff}(W \cdot M) = Y_w \cdot V \cdot \text{diff}(X_t \cdot M) - K_w \cdot V \cdot (W - W_{\text{sat}});$$

"Water vapor in the gas phase"

$$V \cdot \epsilon \cdot \rho \cdot \text{diff}(S_{\text{out.H}}) = S_{\text{in.G}} \cdot (S_{\text{in.H}} - S_{\text{out.H}}) + K_w \cdot V \cdot (W - W_{\text{sat}});$$

"Energy balance on the solids phase"

$$V \cdot M \cdot (C_{\text{pm}} + C_{\text{pw}} \cdot W) \cdot \text{diff}(T_s) = V \cdot Y_q \cdot \text{diff}(X_t \cdot M) - h \cdot (T_s - S_{\text{out.Tg}}) \cdot V - K_w \cdot (W - W_{\text{sat}}) \cdot V \cdot \lambda;$$

"Energy balance on the gas phase"

$$V \cdot \epsilon \cdot \rho \cdot (C_{\text{pa}} + C_{\text{pv}} \cdot S_{\text{out.H}}) \cdot \text{diff}(S_{\text{out.Tg}}) = S_{\text{in.G}} \cdot C_{\text{pa}} \cdot (S_{\text{in.Tg}} - S_{\text{out.Tg}}) + S_{\text{in.G}} \cdot C_{\text{pv}} \cdot (S_{\text{in.H}} \cdot S_{\text{in.Tg}} - S_{\text{out.H}} \cdot S_{\text{out.Tg}}) + h \cdot (T_s - S_{\text{out.Tg}}) \cdot V;$$

"Effect of temperature on the specific death rate"

$$K_d = A_d \cdot \exp(-E_a D / (R \cdot (T_s + 273 \cdot 'K')));$$

"Effect of temperature on the specific growth rate"

$$Mit = (8.3148e11 * \exp(-70225 * 'kJ/kmol' / (R * (Ts + 273 * 'K')))) / (1 + 1.3e47 * \exp(-283356 * 'kJ/kmol' / (R * (Ts + 273 * 'K'))));$$

"Effect of water activity on the specific growth rate"

$$Miw = 1.011325 * \exp(618.9218 * ((Aw)^3) - 1863.527 * ((Aw)^2) + 1865.097 * Aw - 620.6684);$$

"Specific growth rate constant"

$$Mi = Miopt * \sqrt{Mit * Miw};$$

"Solids to air water mass transfer coefficient" # *'m/s/K'

$$h = 44209.85 * 'kg/m/s^3/K' * ((Sin.G/A * 'm/s/K' * (Sout.Tg + 273 * 'K')) / (0.0075 * P))^0.6011;$$

"Solid to air water mass transfer coefficient"

$$Kw = ((7.304 - 1.77e-2 * (Sout.Tg/'K'+273)) * W - 2.202 + 6.18e-3 * (Sout.Tg/'K'+273)) * 'kg/m^3/s';$$

"Water activity of the solids phase(aw) for a given water content"

$$W = W1 + W2;$$

$$Aw = 1 - \exp(-4.988 * \text{abs}(W1/(1-Xt))^0.7202);$$

$$Aw = 1 - \exp(-2.5503 * \text{abs}(W2/Xt)^0.3596);$$

"Solids water content if the solids were in equilibrium with the gas phase"

$$W_{sat} = (1-Xt) * ((\ln(1-Awg)/-4.988)^{1/0.7202}) + Xt * ((\ln(1-Awg)/-2.5503)^{1/0.3596});$$

"Saturation water vapor pressure on the gas phase"

$$Psat = 133.322 * 'Pa' * \exp(18.3036 - (3816.44 / ((Sout.Tg/'K'+273) - 46.13)));$$

"Water activity on the gas phase at a given humidity"

$$Awg = P / (Psat * (1 + (0.62413 / Sout.H)));$$

"Constant air flowrate"

$$S_{out}.G = S_{in}.G;$$

SET

$$A = 0.785 * 'm^2';$$

$$C_{pm} = 2500 * 'J/kg/K';$$

$$C_{pw} = 4187 * 'J/kg/K';$$

$$C_{pa} = 1000 * 'J/kg/K';$$

$$C_{pv} = 1791 * 'J/kg/K';$$

$$X_m = 0.250;$$

$$Y_{xs} = 0.5;$$

$$Y_w = 0.3;$$

$$M_{iopt} = 0.236 * '1/h';$$

$$\lambda = 2414300 * 'J/kg';$$

$$E_{aD} = 621729.234 * 'J/mol';$$

$$V = 0.0785 * 'm^3';$$

$$A_d = 8.0164e100 * '1/h';$$

$$R = 8.314 * 'J/mol/K';$$

$$P = 101325 * 'Pa';$$

$$\rho = 1.14 * 'kg/m^3';$$

$$\epsilon = 0.5;$$

$$Y_q = 8.366e6 * 'J/kg';$$

INITIAL

$$X_t = 0.002;$$

```
Xv = 0.002;
```

```
M = 250 * 'kg/m^3';
```

```
W = 0.895;
```

```
Sout.H = 0.032;
```

```
Sout.Tg = 33 * 'K';
```

```
Ts = 33 * 'K';
```

```
end
```

7.2. Modelo para o splitter do biorreator sem controle

Model Splitter

ATTRIBUTES

```
Pallete = true;
```

```
Icon = "icon/splitter";
```

```
Brief = "Splitter model";
```

VARIABLES

```
FlowRatio(2) as fraction (Brief = "Distribution of outlets", Default=0.33, Symbol="\phi");
```

```
in inlet as stream_ar (Brief = "Inlet stream", PosX=0, PosY=0.5059, Symbol="_{in}");
```

```
out outlet1 as stream_ar (Brief = "Outlet1 stream", PosX=1, PosY=0.25, Symbol="_{out1}");
```

```
out outlet2 as stream_ar (Brief = "Outlet2 stream", PosX=1, PosY=0.75, Symbol="_{out2}");
```

EQUATIONS

```
"Normalize Flow Ratios"
```

```
sum(FlowRatio) = 1;
```

```
"Flow"
```

```
outlet1.G = inlet.G * FlowRatio(1);
```

```
outlet1.G + outlet2.G = inlet.G;
```

```
"Iso-conditions"
```

```
outlet1.Tg = inlet.Tg;
```

```
outlet2.Tg = inlet.Tg;
```

```
outlet1.H = inlet.H;
```

```
outlet2.H = inlet.H;
```

```
end
```

7.3. Flowsheet do biorreator sem controle

```
using "Modelosemcontrole.mso";
```

```
FlowSheet Flowsheet_splitter
```

```
PARAMETERS
```

```
N as Integer(Default=10);
```

```
F as Integer(Default=2);
```

```
#F é a bandeja acima da qual entra a alimentação lateral
```

```
DEVICES
```

```
feed as Source1;
```

```
splitter1 as Splitter;
```

```
mixer1 as Mixer;
```

```
tray(N) as SSTB;
```

```
CONNECTIONS
```

```
feed.Sout to splitter1.inlet;
```

```
splitter1.outlet1 to tray(1).Sin;  
splitter1.outlet2 to mixer1.inlet1;  
tray(1:F-1).Sout to tray(2:F).Sin;  
tray(F).Sout to mixer1.inlet2;  
mixer1.outlet to tray(F+1).Sin;  
tray(F+1:N-1).Sout to tray(F+2:N).Sin;
```

SPECIFY

```
feed.Sout.H = 0.032;  
feed.Sout.Tg = 33 * 'K';  
feed.Sout.G = 0.9 * 0.785 *'kg/s'; # Área = 0.785 m^2 [G]=kg/s/m^2 . m^2  
splitter1.FlowRatio(1) = 0.1;
```

OPTIONS

```
TimeStep = 0.5;  
TimeEnd = 50;  
TimeUnit = 'h';  
end
```

7.4. Modelo para o splitter do biorreator com controle

Model Splitter

ATTRIBUTES

```
Pallette = true;  
Icon = "icon/splitter";  
Brief = "Splitter model";
```

VARIABLES

```
FlowRatio(2) as fraction (Brief = "Distribution of outlets", Default=0.33, Symbol="\phi");  
  
in inlet as stream_ar (Brief = "Inlet stream", PosX=0, PosY=0.5059, Symbol="_{in}");  
  
in alfa as control_signal(Brief="Flow Signal", PosX=0.5, PosY=0, Symbol="_{alfa}");  
  
out outlet1 as stream_ar (Brief = "Outlet1 stream", PosX=1, PosY=0.25, Symbol="_{out1}");  
  
out outlet2 as stream_ar (Brief = "Outlet2 stream", PosX=1, PosY=0.75, Symbol="_{out2}");
```

EQUATIONS

"Normalize Flow Ratios"

```
sum(FlowRatio) = 1;
```

"Flow"

```
outlet1.G = inlet.G * FlowRatio(1);
```

```
outlet1.G + outlet2.G = inlet.G;
```

"Iso-conditions"

```
outlet1.Tg = inlet.Tg;
```

```
outlet2.Tg = inlet.Tg;
```

```
outlet1.H = inlet.H;
```

```
outlet2.H = inlet.H;
```

"Valve actuator"

```
FlowRatio(1)=alfa;
```

```
end
```

7.5. Flowsheet do biorreator com controle

```
using "Modelo.mso";
```

```
using "controllers\PIDs.mso";
```

```
FlowSheet teste1
```

DEVICES

```
Mixer_1 as Mixer;
```

```
SSTB_1 as SSTB;
```

```
Splitter_1 as Splitter;
```

```
SSTB_2 as SSTB;
```

```
SSTB_3 as SSTB;
```

```
SSTB_4 as SSTB;
```

```
SSTB_5 as SSTB;
```

```
SSTB_6 as SSTB;
```

```
SSTB_7 as SSTB;
```

```
SSTB_8 as SSTB;
```

```
SSTB_9 as SSTB;
```

```
SSTB_10 as SSTB;
```

```
Source1_1 as Source1;
```

```
PID_1 as PID;
```

CONNECTIONS

```
Splitter_1.outlet1 to SSTB_1.Sin;
```

```
Splitter_1.outlet2 to Mixer_1.inlet1;
```

```
SSTB_1.Sout to SSTB_2.Sin;
```

```
SSTB_2.Sout to SSTB_3.Sin;
```

SSTB_3.Sout to SSTB_4.Sin;
SSTB_4.Sout to SSTB_5.Sin;
SSTB_7.Sout to SSTB_8.Sin;
SSTB_8.Sout to SSTB_9.Sin;
SSTB_9.Sout to SSTB_10.Sin;
Source1_1.Sout to Splitter_1.inlet;
SSTB_5.Sout to SSTB_6.Sin;
SSTB_6.Sout to Mixer_1.inlet2;
Mixer_1.outlet to SSTB_7.Sin;
SSTB_3.TI to PID_1.Input;
PID_1.Output to Splitter_1.alfa;

SET

PID_1.Action = "Direct" ;
PID_1.derivTime = 1 * 's' ;
PID_1.MinInput = 33 ;
PID_1.MaxInput = 37 ;
PID_1.MinOutput = 0.1 ;
PID_1.MaxOutput = 1 ;

SPECIFY

Source1_1.Sout.H = 0.032 * 'kg/kg' ;
Source1_1.Sout.G = 785 * 'g/s' ;
Source1_1.Sout.Tg = 33 * 'K' ;

```
PID_1.SetPoint = 34 ;
```

```
OPTIONS
```

```
Dynamic = true;
```

```
TimeStep = 0.5;
```

```
TimeEnd = 50;
```

```
TimeUnit = 'h';
```

```
Integration = "original";
```

```
NLASolver(
```

```
    File = "sundials",
```

```
    RelativeAccuracy = 1e-3,
```

```
    AbsoluteAccuracy = 1e-6,
```

```
    MaxIterations = 100
```

```
);
```

```
DAESolver(
```

```
    File = "dassl",
```

```
    RelativeAccuracy = 1e-3,
```

```
    AbsoluteAccuracy = 1e-6,
```

```
    EventAccuracy = 1e-2
```

```
);
```

```
end
```

7.6. Sintonia do controlador

```
using "Modelo.mso";
```

```
using "controllers\PIDs.mso";
```

```
FlowSheet sint_controle
```

DEVICES

```
Mixer_1 as Mixer;
```

```
SSTB_1 as SSTB;
```

```
Splitter_1 as Splitter;
```

```
SSTB_2 as SSTB;
```

```
SSTB_3 as SSTB;
```

```
SSTB_4 as SSTB;
```

```
SSTB_5 as SSTB;
```

```
SSTB_6 as SSTB;
```

```
SSTB_7 as SSTB;
```

```
SSTB_8 as SSTB;
```

```
SSTB_9 as SSTB;
```

```
SSTB_10 as SSTB;
```

```
Source1_1 as Source1;
```

```
PID_1 as PID;
```

CONNECTIONS

```
Splitter_1.outlet1 to SSTB_1.Sin;
```

```
Splitter_1.outlet2 to Mixer_1.inlet1;
```

```
SSTB_1.Sout to SSTB_2.Sin;
```

```
SSTB_2.Sout to SSTB_3.Sin;
```

SSTB_3.Sout to SSTB_4.Sin;
SSTB_4.Sout to SSTB_5.Sin;
SSTB_7.Sout to SSTB_8.Sin;
SSTB_8.Sout to SSTB_9.Sin;
SSTB_9.Sout to SSTB_10.Sin;
Source1_1.Sout to Splitter_1.inlet;
SSTB_5.Sout to SSTB_6.Sin;
SSTB_6.Sout to Mixer_1.inlet2;
Mixer_1.outlet to SSTB_7.Sin;
SSTB_3.TI to PID_1.Input;
PID_1.Output to Splitter_1.alfa;

SET

PID_1.Action = "Direct" ;
PID_1.derivTime = 0.1 * 'h' ;
PID_1.MinInput = 33 ;
PID_1.MaxInput = 37 ;
PID_1.MinOutput = 0.1 ;
PID_1.MaxOutput = 1 ;
PID_1.intTime = 0.4 * 'h' ;
PID_1.gain = 0.7;

SPECIFY

Source1_1.Sout.H = 0.032 * 'kg/kg' ;

```
Source1_1.Sout.G = 785 * 'g/s' ;
```

```
Source1_1.Sout.Tg = 33 * 'K' ;
```

```
PID_1.SetPoint = 34 ;
```

VARIABLES

```
IAE as Real;
```

EQUATIONS

```
diff(IAE)*'h' = abs(PID_1.SetPoint-PID_1.Input);
```

INITIAL

```
IAE = 0;
```

OPTIONS

```
Dynamic = true;
```

```
TimeStep = 0.5;
```

```
TimeEnd = 50;
```

```
TimeUnit = 'h';
```

```
Integration = "original";
```

NLSolver(

```
    File = "sundials",
```

```
    RelativeAccuracy = 1e-3,
```

```
    AbsoluteAccuracy = 1e-6,
```

```
    MaxIterations = 100
```

```
);
```

DAESolver(

```

File = "dassl",

RelativeAccuracy = 1e-3,

AbsoluteAccuracy = 1e-6,

EventAccuracy = 1e-2

);

end

```

7.7. Cálculo dos parâmetros do controlador

- Arquivo teste.m

```

function IAE=teste(par)

global taud tauI Kc

taud=par(1);
tauI=par(2);
Kc=par(3);

sim('sintonia')

IAE=y(end);

```

- Arquivo parâmetros.m

```

global taud tauI Kc

taud0=0.1*3600;
tauI0=0.4*3600;
Kc0=0.5;

[param]=fminsearch('teste',[taud0 tauI0 Kc0])

```