

CENTRO FEDERAL DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA DE MINAS GERAIS
Campus DIVINÓPOLIS
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECATRÔNICA

Gustavo Gonçalves Elias Coelho

PROPOSTA E MODELAGEM DE BIORREATOR DE BAIXO CUSTO PARA TRATAMENTO DE
EFLUENTES INDUSTRIAIS



Divinópolis
2021

Gustavo Gonçalves Elias Coelho

PROPOSTA E MODELAGEM DE BIORREATOR DE BAIXO CUSTO PARA TRATAMENTO DE
EFLUENTES INDUSTRIAIS

Monografia de Trabalho de Conclusão de Curso apresentada ao Colegiado de Graduação em Engenharia Mecatrônica como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Engenheiro Mecatrônico.

Eixo de Formação: Modelagem e Controle de Processos.

Orientador: Valter Júnior de Souza Leite

Co-orientador: Daniel Bonoto Gonçalves



Divinópolis
2021

Gustavo Gonçalves Elias Coelho

Candidato a Engenheiro Mecatrônico

CEFET/MG *Campus* Divinópolis

PROPOSTA E MODELAGEM DE BIORREATOR DE BAIXO CUSTO PARA TRATAMENTO DE
EFLUENTES INDUSTRIAIS

Monografia de Trabalho de Conclusão de Curso apresentada ao Colegiado de Graduação em Engenharia Mecatrônica como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Engenheiro Mecatrônico.

Eixo de Formação: Modelagem e Controle de Processos.

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Valter Júnior de Souza Leite
CEFET/MG *Campus V*

Prof. Dr. Evandro Fockink da Silva
CEFET/MG *Campus V*

Prof. Dr. Luis Filipe Pereira Silva
CEFET/MG *Campus V*

Prof. Dr. Daniel Bonoto Gonçalves
UFSJ *Campus* Centro-Oeste Dona Lindu

Divinópolis
2021

DEDICO ESSE TRABALHO AOS
MEUS PAIS E À MINHA IRMÃ PELO
APOIO E CONFIANÇA AO LONGO
DESSA LONGA CAMINHADA.

Agradecimentos

Agradeço,

primeiramente à minha família, por todo o carinho ao longo dessa jornada. Em especial aos meus pais (Sônia e Marco), pela paciência, pelo apoio e pela compreensão ao longo desses anos, e pelo amor incondicional, apesar de minha presença inconstante, e à minha irmã (Beatriz), pela ajuda em momentos difíceis.

Ao Prof. Doutores Valter Júnior de Souza Leite, por toda a paciência ao longo do decorrer do trabalho. Foi mais que um orientador, foi também um amigo, me ouvindo e dando ótimos conselhos em momentos de dificuldade.

Ao Prof. Doutor Daniel Bonoto Gonçalves, que forneceu conhecimentos sobre bioquímica sem os quais seria impossível a conclusão desse trabalho.

Ao corpo docente e funcionários do CEFET-MG *Campus V*, por todos os ensinamentos, e pela presença constante na minha vida ao longo do curso.

Aos colegas de graduação, pelo suporte e pelos inúmeros momentos de descontração.

Aos meus grandes amigos Alan Cristoffer, Artur Mello, Bruna Mendonça, Filipe Gonçalves, Filipe Esteves, Havilah Lucas, Henrique Lopes, Josef Poth, Lucas Dias, Mário Cipriano, Nicolas Henrique, Otto Gabriel, Rodolpho Ferreira, Romulo José, Tarcísio Balbi, Tarsis Augusto, Vinícius Henrique, Vítor Morais e Wanderson Silva, pela companhia durante esses anos, me dando um motivo pra sempre seguir em frente.

Nossa maior fraqueza está em desistir. O caminho
mais certo de vencer é tentar mais uma vez.

Thomas Edison

Resumo

O descarte incorreto de efluentes originados das indústrias no meio ambiente é um problema no mundo industrializado e, em especial, nos países emergentes, como o caso do Brasil. Apesar de leis municipais, estaduais e federais exigirem o tratamento desses resíduos, grande parte das empresas preferem pagar multas a realizar um investimento no tratamento de seus efluentes. As indústrias têxtil, de papel e celulose, petroquímica e alimentícia são alguns dos segmentos com a maior geração de resíduos. O presente trabalho teve como objetivo projetar e modelar um biorreator de baixo custo com membranas submersas para o tratamento contínuo de efluentes da indústria têxtil. Foi projetado um equipamento de pequenas dimensões que possa ser escalonado para o tamanho apropriado, tendo em vista a possibilidade de construção do mesmo em um momento futuro. A escolha dessa indústria se deveu a dois fatores: a presença da mesma em Divinópolis e a existência de um biocatalisador, desenvolvido na UFSJ campus Divinópolis, capaz de realizar o tratamento desses efluentes. Esse processo exige o controle de variáveis do meio onde se encontra o biocatalisador, principalmente as relacionadas à temperatura, ao pH, à concentração de oxigênio dissolvido e a de substrato. Para o desenvolvimento desta proposta, foram realizadas revisão de literatura, escolha da melhor forma de fixação dos biocatalisadores no biorreator, especificação dos sensores e atuadores e projeto mecatrônico, incluindo locais apropriados para os principais elementos. Após essa etapa, houve uma estimativa preliminar das dinâmicas do processo, projeto dos circuitos eletrônicos necessários, e o projeto do controlador, com posteriores testes e ajustes. Portanto, foram utilizadas, no presente trabalho, principalmente as áreas de mecânica e controle. Esse equipamento vem suprir uma necessidade das empresas por uma forma de tratamento de efluentes com um melhor custo-benefício e, ao mesmo tempo, contribuir para a diminuição do descarte incorreto de efluentes industriais no ecossistema local e servir de objeto de pesquisa, tanto para a Mecatrônica quanto para a Bioquímica. Espera-se que esse projeto seja tomado pelas empresas como uma forma complementar aos métodos atualmente utilizados, de forma a tornar o processo de tratamento dos efluentes mais eficiente.

Palavras-chave: Controle de processos. Biotecnologia. Biorreator. Indústria têxtil.

Sumário

Lista de Figuras	xvi
Lista de Tabelas	xvii
1 Introdução	1
Introdução Geral	1
1.1 Definição do Problema	4
1.2 Motivação	4
1.3 Objetivos	5
1.4 Estado da Arte	5
1.5 Escopo do trabalho	8
2 Fundamentação Teórica	9
2.1 Tratamento de Efluentes	10
2.2 Processo de Lodos Ativados	11
2.3 Biorreatores	12
2.3.1 Tipos de biorreatores	12
2.3.2 Parâmetros operacionais do processo	14
2.4 Controlador PID	17
2.4.1 Ação Proporcional	17
2.4.2 Ação Integral	18
2.4.3 Ação Derivativa	19
2.4.4 Modificações para o algoritmo PID	19
2.5 Técnicas de síntese de controladores	21
2.5.1 Método da Síntese Direta	21
2.5.2 Método de Haalman	22
2.6 Modelagem	22
2.7 Índices de desempenho	23
2.8 Transferência de Calor	24
2.8.1 Condução	24
2.8.2 Convecção	26

2.8.3	Radiação	26
2.8.4	Resistência térmica	27
3	Desenvolvimento	29
3.1	Definição dos aspectos gerais	29
3.2	Seleção da Membrana	32
3.3	Dimensionamento básico da estrutura	33
3.4	Manutenção/Tampa	35
3.5	Escolha da bomba	35
3.6	Escolha do sensor	36
3.7	Escolha do atuador	37
3.7.1	Considerações sobre o tipo atuador	37
3.7.2	Projeto dos Atuadores e Sistema de Isolamento	38
3.7.3	Potência dos Atuadores	41
3.8	Modelagem	42
3.8.1	Tabela de variáveis	45
3.9	Projeto dos controladores	46
3.9.1	Desempenho desejado do sistema controlado	46
3.9.2	Método da Síntese Direta	46
3.9.3	Igualdade Polinomial	47
3.9.4	Método de Haalman	48
4	Discussão dos Resultados	49
5	Conclusão e Propostas de Continuidade	55
5.1	Conclusão	55
5.2	Resultados	55
5.3	Dificuldades encontradas	56
5.4	Propostas de Continuidade	56
	Appendices	57
A	Respostas dos controladores a condições de temperatura variadas	59
A.0.1	C1	59
A.0.2	C2	60
A.0.3	C3	60
A.0.4	PID1	61
A.0.5	PID2	61
A.0.6	PID3	62
A.0.7	PI1	62
A.0.8	PI2	63
A.0.9	PI3	63
A.0.10	C4	64
A.0.11	C5	64

A.0.12 C6	65
---------------------	----

Bibliografia	67
---------------------	-----------

Lista de Figuras

1.1	Exemplos de biorreatores com aplicações diversas	1
1.2	Esquemático de um MBR eletroquímico	6
1.3	Esquemático de um biorreator de uso único	7
2.1	Comparativo entre processo fermentativo antigo e moderno	10
2.2	Esquemático de um STR	12
2.3	Esquemático de reatores agitados pneumaticamente	13
2.4	Esquemático de um reator de fluxo pistonado	14
2.5	Esquemático de um biorreator <i>hollow fibre</i>	14
2.6	Relação entre temperatura e taxa inicial de reação de uma enzima	17
2.7	Efeitos da ação proporcional em um sistema	18
2.8	Efeitos da ação integral em um sistema	19
2.9	Efeitos da ação derivativa em um sistema	20
2.10	Ilustração do processo de condução	25
2.11	Circuito térmico equivalente	28
3.1	Fluxograma típico do sistema de lodo ativado	30
3.2	Fluxograma do sistema de lodo ativado com inclusão do Biorreator	31
3.3	Membrana oca MBR-PVDF-4.5	33
3.4	Esquemático do biorreator com membranas	34
3.5	Esquemático do biorreator com membranas com sistema de isolamento	41
3.6	Representação esquemática de um tanque de aquecimento	42
4.1	Temperatura ao longo do dia em Divinópolis para três dias distintos	51
4.2	Resposta do sistema com o Controlador selecionado para três configurações de temperatura ao longo do dia e para diversas combinações de parâmetros	52
4.3	Resposta do sistema com o Controlador selecionado para diversas situações	53
4.4	Resposta do sistema com o Controlador selecionado para diversas situações	53
A.1	Controlador 1	59
A.2	Controlador 2	60
A.3	Controlador3	60
A.4	PID1	61

A.5	PID2	61
A.6	PID3	62
A.7	PI1	62
A.8	PI2	63
A.9	PI3	63
A.10	Controlador 4	64
A.11	Controlador 5	64
A.12	Controlador 6	65

Lista de Tabelas

2.1	pH ótimo de diversas enzimas	16
3.1	Requisitos funcionais do MBR	32
3.2	Tabela comparativa entre algumas membranas de PVDF	32
3.3	Parâmetros operacionais da bomba AB11	36
3.4	Tabela comparativa de diversos materiais isolantes	40
3.5	Grandezas do processo	45
3.6	Parâmetros do controlador PID	48
3.7	Parâmetros do controlador PI	48
4.1	Desempenho dos Controladores	50

Introdução

A fermentação é um processo que consiste basicamente do uso de uma cultura de microorganismos em um meio líquido para gerar alguns produtos. Esse processo existe há milhares de anos, sendo utilizado principalmente para a produção de álcool através do uso de diversos tipos de grãos (McNeil and Harvey [2008]).

Com o avanço da ciência, foram descobertos novos tipos de substâncias capazes de serem produzidas por essa técnica, como os antibióticos durante a Segunda Guerra Mundial. Devido ao surgimento desses novos produtos, e à importância dos mesmos, a tecnologia empregada no processo também evoluiu, passando a utilizar sensores e atuadores mais precisos e sistemas mais complexos, de modo que o produto final estivesse pronto para consumo. Desse modo, surgiram os biorreatores da forma como são hoje (McNeil and Harvey [2008]).

Os biorreatores são utilizados principalmente em dois setores, a indústria e a área acadêmica, conforme pode ser observado na Figura 1.1. Suas aplicações mais relevantes são a produção de determinadas substâncias no meio industrial (Figura 1.1a) e o desenvolvimento de pesquisas na academia (Figura 1.1b). Uma outra utilidade para esse tipo de equipamento que vem ganhando espaço nos últimos anos é o uso do mesmo para tratamento de efluentes industriais (Figura 1.1c) (McNeil and Harvey [2008]).

No presente trabalho, optou-se portanto pelo projeto e modelagem de um biorreator de baixo



(a) Biorreator industrial TEK-NOVA (Fonte: <https://goo.gl/d49phT>).



(b) Biorreator acadêmico TECNAL (Fonte: <https://goo.gl/yhaNZm>).



(c) Biorreator a membranas da estação da Sanasa (Fonte: goo.gl/jEiZBA).

Figura 1.1: Exemplos de biorreatores com aplicações diversas

custo de pequena escala para tratamento de efluentes da indústria têxtil, devido à presença da mesma em Divinópolis e região, e tendo em vista a parceria existente entre o CEFET e a UFSJ *campus* Divinópolis. Essa relação, e o fato de que a UFSJ é proprietária de um biocatalisador capaz de decompor corantes, que representam o maior problema em termos de resíduo líquido gerado pela indústria têxtil, possibilitou a escolha deste tema.

Esse tipo de biorreator apresenta um funcionamento similar aos biorreatores com membrana utilizados na indústria, que tem como objetivo a produção de determinadas substâncias utilizando um substrato específico, mas para uma aplicação completamente diferente, que seria a simples eliminação do substrato (corante), tornando necessário para o projeto do mesmo outros tipos de considerações, voltadas para acoplá-lo ao final de um processo industrial.

Todos os biorreatores apresentam basicamente o mesmo funcionamento, possuem algum tipo de biocatalisador, como: célula animal, vegetal, bactéria, fungo ou enzima. Esse biocatalisador utilizado impõe uma série de exigências ao processo, como temperatura e pH controlados para que não ocorra desnaturação dos catalisadores biológicos, pressão e a concentração de substrato regulados para que o produto final seja gerado (Schidell and Borzani [1975]).

O funcionamento básico consiste na inserção do biocatalisador no meio, juntamente com o substrato, de modo que a reação tenha início. O modo de operação, no entanto, varia de acordo com as características de cada tipo de reator. Os reatores podem ser classificados quanto ao tipo de biocatalisador, quanto à configuração e quanto à forma de agitação (Schidell and Borzani [1975] e McNeil and Harvey [2008]).

Quanto ao tipo de catalisador usado, os biorreatores podem ser classificados como reatores enzimáticos (nos quais as reações ocorrem sem a presença de células) e biorreatores ou reatores biológicos, que dependem da presença de células para que o processo possa ocorrer. Quanto à configuração, os mesmos se dividem em dois grupos, aqueles nos quais o biocatalisador é livre e aqueles nos quais o mesmo é imobilizado. E segundo o modo de agitação utilizada, os principais tipos são: agitados pneumaticamente, agitados mecanicamente, de fluxo pistonado, com leito fixo, com leito fluidizado e com membranas.

Cada tipo de reator apresenta vantagens e desvantagens em relação aos demais, tornando-os ideais para determinadas aplicações e não recomendados para outras. A capacidade dos biorreatores também é um fator importante que está diretamente relacionado com a aplicação. Biorreatores na faixa de $1m^3$ a $2m^3$ são utilizados para cultivo de microorganismos patogênicos, células animais ou vegetais, em geral produtos ligados à saúde. Reatores na faixa de $100m^3$ a $200m^3$ são utilizados para produção de enzimas, antibióticos e vitaminas. Reatores na faixa de milhares de m^3 são usados para fermentação alcoólica ou tratamento biológico de resíduos (Vaz [2017]).

O propósito principal dos biorreatores é criar em seu interior um ambiente controlado, onde todos os parâmetros se encontrem dentro de uma faixa de valores pre-estabelecidos, de modo que o biocatalisador não sofra desnaturação e continue realizando a reação que gera o produto desejado. O monitoramento desses parâmetros fornece as informações que são utilizadas para verificar o progresso do processo, morte celular ou possíveis contaminações. A qualidade das técnicas de controle está vinculada à qualidade dos sensores utilizados.

O processo analisado, por ser bioquímico, apresenta três tipos de parâmetros: físicos, quí-

micos e biológicos, sendo que todos eles possuem algum nível de influência no processo e, conseqüentemente, no produto final (Vaz [2017]). Esses parâmetros são:

1. Parâmetros Físicos

- Temperatura
- Pressão
- Potência consumida
- Viscosidade

2. Parâmetros Químicos

- pH
- Oxigênio dissolvido
- Concentração de substrato
- Concentração de produto

3. Parâmetros Biológicos

- Produtos biologicamente ativos
- Atividade enzimática

Em sistemas de controle, as variáveis de processo se dividem em três subgrupos, as variáveis manipuladas, as controladas e as de perturbação (ou exógenas). O primeiro grupo consiste das variáveis que tem seus valores alterados de modo a manter as variáveis controladas no valor pré-estabelecido (Dorf and Bishop [2000] e Ogata [2001]). Nem sempre é possível obter o valor dessas variáveis com o uso de sensores, então pode-se fazer uso de observadores (ou estimadores) de estado que são capazes de fornecer valores dos estados do processo sempre que esse for observável (Chen et al. [2004]).

Do conjunto de parâmetros do processo do biorreator, possuímos como variáveis controladas o pH, a temperatura, a pressão, o oxigênio dissolvido, o volume da mistura e a concentração de substrato. Essas variáveis são as principais que fazem com que o biocatalisador trabalhe de forma correta, realizando a reação desejada. Como variáveis manipuladas existe, por exemplo, a vazão de ácido, de base e do substrato e a potência do dispositivo misturador (mecânico, pneumático ou o controle da vazão de ar injetado no meio). As variáveis exógenas são aquelas que interferem no processo e não podem ser alteradas, como a temperatura do ambiente.

É difícil encontrar sensores que afirmam eficientemente todos esses parâmetros, então alguns deles são utilizados para se estimar os demais, sendo os principais deles a pressão, temperatura, pH e oxigênio dissolvido. Para a obtenção da temperatura, existem diversas opções, como termômetros, termistores e termopares, e apesar de cada um desses medidores apresentar um princípio de medição diferente, todos chegam a apresentar uma resolução que atende a necessidade, sendo essa resolução de 0.5°C.

A pressão normalmente é medida nos reatores utilizando um medidor de diafragma, que converte o valor de pressão medido em um sinal pneumático e, em seguida, em um sinal elétrico. A viscosidade é calculada através de balanços de energia realizados no reator. Os sensores de pH e oxigênio dissolvido são normalmente sondas bem semelhantes, sendo que a principal diferença é que a sonda utilizada para mensurar o pH possui um sinal que também depende da temperatura, devendo ser ajustada para uma medição mais precisa (McNeil and Harvey [2008]). Para o controle desse processo, é então necessária que haja uma instrumentação mínima, atuadores capazes de manipular algumas variáveis e um sistema de controle. Esse último pode ser projetado utilizando o modelo dinâmico do equipamento, mas como este depende de inúmeras considerações, é mais sensato utilizar métodos de identificação de sistemas para encontrar uma função de transferência satisfatória.

Este trabalho consistiu então na construção do protótipo do equipamento, instrumentação e controle do mesmo de modo a atingir um desempenho mínimo, a ser estipulado durante o desenvolver do equipamento.

1.1 Definição do Problema

Devido à ineficiência dos métodos convencionais de tratamento de efluentes e ao custo elevado de soluções encontradas no mercado, grande parte das indústrias paga multas periódicas por causa do descarte inadequado de efluentes na natureza. Como a produção dos efluentes não pode ser evitada e a técnica utilizada é ineficiente, a contaminação do ecossistema costuma ocorrer com frequência preocupante. Nesse contexto, o problema a ser estudado consiste na ineficiência do tratamento e no aumento da poluição e elevação da possibilidade de multas para as indústrias em geral, questão para a qual o presente trabalho busca uma solução viável. O foco inicial do sistema seria a indústria têxtil, com possibilidade de implementação em outras áreas após alguns ajustes.

É importante ressaltar que o presente trabalho propõe o projeto e controle de um biorreator, e não a pesquisa e desenvolvimento do processo de biorreação.

1.2 Motivação

A motivação que levou à escolha do tema em questão foi o interesse pela área de Biotecnologia e a oportunidade de desenvolver o projeto em parceria com a UFSJ Campus Divinópolis. A ideia inicial do projeto era desenvolver um biorreator de bancada, para uso laboratorial, mas foi reformulada para uma aplicação industrial de tratamento de efluentes, devido à importância da indústria têxtil na microrregião de Divinópolis.

Outro fator importante que contribui para a proposição deste trabalho foi a existência de uma cultura de leveduras capaz de consumir corantes, isolada por pesquisadores da UFSJ Campus Divinópolis.

1.3 Objetivos

O presente trabalho tem como objetivo projetar um biorreator com membranas submersas e seu sistema de controle, de baixo custo, para o tratamento contínuo de efluentes da indústria têxtil.

Objetivos Específicos

Os objetivos específicos para o presente trabalho são:

- projetar uma estrutura mecânica otimizada para ocupar um espaço reduzido, que possibilite uma fácil manutenção (limpeza e troca do biocatalisador) e que permita o uso e avaliação das técnicas de controle a serem empregadas;
- estimar o modelo do processo para definição das técnicas de controle a serem utilizadas;
- projetar e aplicar o controlador no modelo, utilizando as técnicas previamente escolhidas; e
- efetuar testes no sistema de controle para variadas condições de operação.

1.4 Estado da Arte

Atualmente, diversas pesquisas estão sendo realizadas a respeito dos biorreatores, principalmente sobre métodos de otimização. Existem também algumas investigações que buscam criar novos modelos desse equipamento para diversos fins.

Wang e colaboradores constataram o desenvolvimento de um biorreator eletroquímico de membranas, que pode ser observado na Figura 1.2, capaz de recuperar energia enquanto realiza o tratamento de efluentes. Esse equipamento surgiu para resolver dois grandes problemas: a escassez de água e de eletricidade. Esse sistema não apresenta um controle preciso de seus parâmetros, já que seu foco não é a otimização do resultado obtido, e sim a integração do tratamento de resíduos com a geração de energia Wang et al. [2013].

Nguyen e colaboradores apresentaram um novo sistema para pós-tratamento de poluentes orgânicos e nutrientes fazendo uso de um RHMBR (*rotating hanging media bioreactor*), um biorreator de membranas submersas e que utiliza eletrocoagulação. Essa combinação de equipamentos, apesar de possuir um custo mais elevado, gerou um aumento considerável na remoção de diversos resíduos Nguyen et al. [2014]).

Youssef et al. [2017] analisam o uso de algoritmos avançados de controle com capacidade de aprendizado para computar dinamicamente a pressão em cada uma das entradas para obter o fluxo mais preciso nos biorreatores. Essa técnica foi desenvolvida para aplicação na produção de células de diversos tecidos do corpo humano, possibilitando uma melhora no monitoramento de variáveis, mas o problema do controle preciso das mesmas ainda persiste.

Para a solução do problema da precisão dos atuadores na produção de tecido cartilaginoso, em (Malaeb et al. [2016]) foi desenvolvido um biorreator com quatro câmaras para aplicar pressão, compressão e torsão, além do controle de oxigênio fornecido à cartilagem, de modo a obter

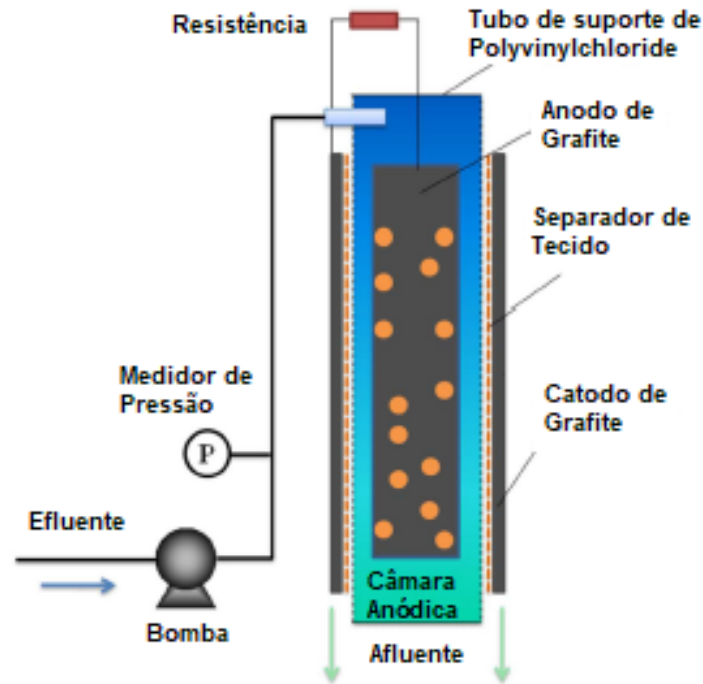


Figura 1.2: Diagrama esquemático de um biorreator eletroquímico de membranas (Adaptado de Wang et al. [2013])

características ideais para a mesma. O equipamento foi controlado e programado utilizando um Arduino, e o software Matlab foi utilizado para alguns testes. Devido à baixa velocidade do processo, é possível perceber que o custo computacional do mesmo é relativamente baixo. O sistema, entretanto apresenta erros próximos a 4%, o que pode ser indesejável devido às especificidades dos processos de produção de tecido cartilaginoso.

Em (Hülßen et al. [2016]) foi desenvolvido um biorreator a membranas com o custo ainda menor, devido à bactéria utilizada, que dispensa oxigênio, eliminando a necessidade de aeração. O microrganismo ainda é fototrófico, utilizando luz como fonte de energia, o que faz com que exija uma menor quantidade de nutrientes. Percebe-se, portanto, que até mesmo a escolha do biocatalisador possui consequências no projeto mecatrônico, podendo torná-lo mais barato e simples. O uso da bactéria fototrófica torna necessário que exista uma fonte de luz, podendo ocasionar algum problema nas imediações do equipamento. A energia utilizada para iluminação não é ainda otimizada, sendo que grande parte dessa luminosidade não é utilizada pelos microrganismos.

Mairet and Gouzé [2016] demonstra o uso de controle híbrido para resolver o problema de estabilização global para um modelo de um biorreator instável utilizando monitoramento discreto e finito. Já Tiwari e colaboradores utilizam técnicas de controle PID e inteligência artificial para controle do modelo de um STR (*Stirred Tank Reactor*) em modo de operação contínua Tiwari et al. [2016]. Ambos mostram abordagens diferentes para o controle de biorreatores, podendo controlar até mesmo sistemas instáveis. Essas soluções são apresentadas para um tipo específico de sistema, não podendo ser utilizadas para um MBR (*Membrane Biorreactor*), por exemplo.

Osadolor et al. [2014] introduziram o uso de um tecido como um material alternativo e

mais barato para a construção de biorreatores. O têxtil deve possuir diversas camadas para resistir à pressão e ser capaz de resistir aos produtos químicos dentro do reator. O mesmo precisa ser também capaz de não deixar haver trocas gasosas com o meio externo. Apesar das especificidades do material, a descoberta gerou novas possibilidades e permitiu a criação de equipamentos com a mesma funcionalidade e a uma fração do preço.

Niazi [2016] desenvolveu um biorreator pneumaticamente agitado e aerado de uso único, que pode ser visto na Figura 1.3. O equipamento consiste de um invólucro arredondado e flexível no qual as reações ocorrem, além dos atuadores, localizados numa posição central, e sensores. O dispositivo ainda possui locais para inserção de nutrientes e microrganismos e retirada de amostras. Esse material é, então, descartado e um novo é acoplado ao sistema, eliminando a necessidade de esterilização, que é um processo demorado no qual não podem haver erros. É um equipamento ideal em casos em que o número de testes a ser realizados é reduzido, dispensando a compra de um biorreator convencional, que seria muito oneroso. Apesar destas vantagens, o sistema não é robusto como os demais, podendo haver algum tipo de falha e exigindo um cuidado maior na manipulação do equipamento.

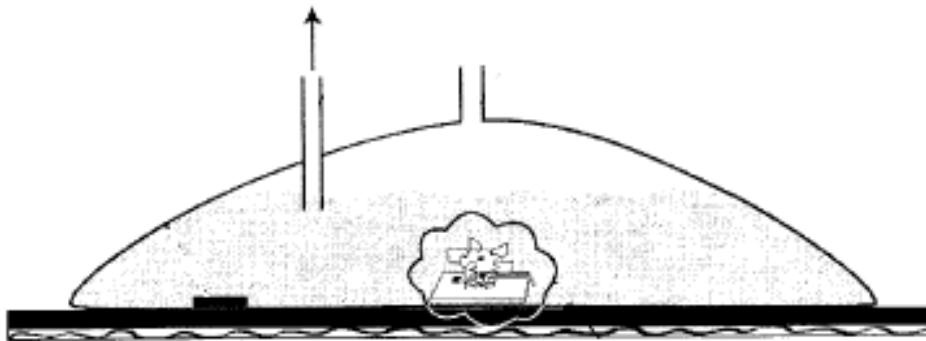


Figura 1.3: Diagrama esquemático de um biorreator pneumaticamente agitado e aerado de uso único (Adaptado de Niazi [2016])

1.5 Escopo do trabalho

Este trabalho se encontra dividido em cinco capítulos. O presente contextualiza o trabalho e apresenta a definição do problema a ser solucionado, a motivação por trás do projeto, os objetivos do trabalho, o estado da arte e a organização deste documento.

No segundo capítulo é realizada uma revisão de literatura e são abordados os principais conceitos teóricos necessários para a compreensão do trabalho.

O terceiro abordar as técnicas utilizadas no decorrer do trabalho, tanto para definição dos aspectos estruturais, quanto definições acerca de elementos sensores e/ou atuadores, e também as técnicas utilizadas para obtenção dos controladores analisados.

O quarto apresenta a análise e comparação dos sistemas de controle, a escolha do controlador mais eficiente e testes do mesmo em diversas situações.

Por fim, o quinto capítulo apresenta as considerações finais a respeito do projeto e propostas de continuidade para o mesmo.

Fundamentação Teórica

A fermentação é um processo que existe desde a antiguidade, sendo utilizado, por exemplo, para a produção de cerveja e vinho. Consiste basicamente do uso de uma cultura de microorganismos em um meio líquido para gerar alguns produtos (McNeil and Harvey [2008]). Isso foi um fator relevante que fez com que a biotecnologia evoluísse para aprimorar a preparação e produção de alimentos a partir do século XX.

Em 1857, Louis Pasteur descobriu, através de suas pesquisas, diversas informações acerca dos processos fermentativos, o que despertou o interesse da indústria e gerou uma necessidade de novas pesquisas na área. Como o conhecimento da época era bem básico, os equipamentos possuíam uma série de problemas que implicavam em baixa eficiência, como a ausência de esterilização (Mandenius [2016]).

A principal contribuição de Pasteur para o avanço dessa área foi estabelecer que cada tipo de fermentação é realizada por um microrganismo específico (Wim Soetaert [2010]), fazendo com que surgisse uma nova abordagem. Como apenas um tipo de biocatalisador era de interesse para o processo, era necessário identificar as condições ideais de trabalho do mesmo e monitorá-las, a fim de obter um desempenho ótimo. No entanto, a tecnologia presente na época não permitia o emprego de tais técnicas, e o processo, agora utiliza apenas os microrganismos específicos necessários para o processo. Com todos os avanços tecnológicos, o processo se tornou extremamente mais preciso e eficiente. (Mandenius [2016]).

Moritz Traube, em 1877, descobriu a existência de catalisadores biológicos, ou biocatalisadores, que são microrganismos com a capacidade de acelerar reações químicas e não são destruídos ao realizar tal feito, o que fez com que os processos fermentativos fossem otimizados (Wim Soetaert [2010]).

Em 1940, a indústria alimentícia começou a investir no uso de biorreatores, gerando a necessidade do escalonamento dos equipamentos para produção em larga-escala. O formato do processo industrial não se modificou desde então, mas nessa época existia uma grande limitação do mesmo que se devia principalmente à ausência de instrumentação (Ratledge C. [2006]).

Em 1975, G. Kohler e C. Milstein, em suas pesquisas sobre anticorpos monoclonais, perceberam que os biorreatores podem ser utilizados para criação de culturas de células, o que fez com que laboratórios percebessem a importância desses equipamentos para diversos tipos de pesquisas. Isto, por sua vez, gerou uma necessidade de aprimoramentos nos sensores, atuadores

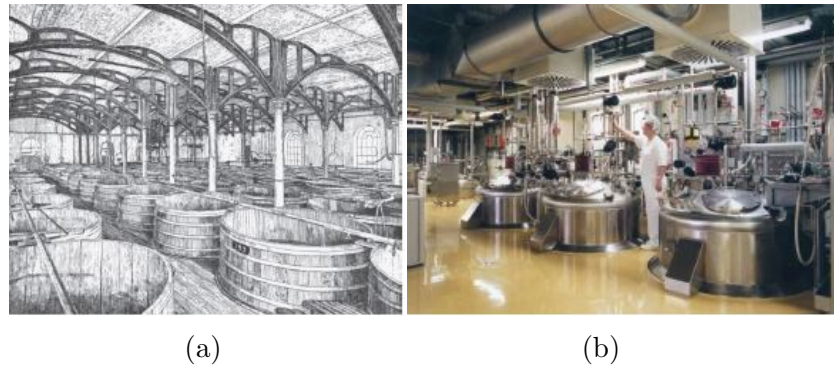


Figura 2.1: 2.1a Um processo fermentativo antigo em contraste com 2.1b um moderno (Mandeniuss [2016]).

e materiais utilizados até então (Ratledge C. [2006]).

Na mesma época, diversos avanços na área da microeletrônica possibilitaram que o tamanho de diversos componentes reduzisse drasticamente (Forester [1981]), fazendo com que a criação de biorreatores de pequeno porte para laboratório se tornasse uma tarefa factível. Essas pesquisas provocaram também o surgimento de diversos tipos de sensores, alguns dos quais são utilizados na instrumentação destes equipamentos.

Nesse ponto da história, pode-se fazer uma comparação entre os primeiros processos fermentativos e os biorreatores mais modernos. Como pode-se observar na Figura 2.1, o equipamento mantém basicamente a mesma estrutura, um tanque cilíndrico com grande capacidade volumétrica, sendo as principais diferenças entre os dois a existência de todo um aparato de instrumentação no segundo e os materiais que os compõe.

No final do século XX e início do XXI, houve poucos avanços no que se refere ao *design* dos biorreatores, sendo as pesquisas voltadas para a otimização do equipamento, principalmente o desenvolvimento de novos tipos de sensores e aplicação de técnicas de controle avançadas, como pode ser visto em (Lien and Wang [1990]), (Shi and Shimizu [1992]), (Gewehr and Delpy [1993]), (Tian et al. [2002]), (Pimentel [2010]) e outros.

2.1 Tratamento de Efluentes

“O tratamento de efluentes líquidos visa diminuir ou remover os poluentes presentes em uma solução aquosa. Ele pode ser realizado através de processos físicos, químicos e biológicos de forma individual ou uma combinação destes processos”(Silva [2009]).

Esse processo pode se dividir basicamente em tratamento primário, secundário e terciário. O primeiro consiste em tratar o efluente fisicamente, geralmente através da sedimentação e flotação, e é utilizado para remover materiais sólidos suspensos e materiais sobrenadantes presentes no meio. A principal função desta etapa é preparar o efluente para que o tratamento seja continuado (Silva [2009]).

No secundário são utilizados processos biológicos e químicos para remover compostos solúveis e sólidos suspensos biodegradáveis, podendo ser um processo aeróbio e anaeróbio. O terciário

é a remoção dos sólidos suspensos restantes, utilizando um filtro ou elemento parecido (Silva [2009]).

Apesar dessa sub-divisão básica, Eddy et al. [2003] separam ainda essas etapas, criando algumas novas, sendo elas a preliminar, primária avançada, secundária com remoção de nutrientes e avançada.

2.2 Processo de Lodos Ativados

“Processos de Lodos Ativados recebem este nome devido à produção de biomassa ativa formada por microrganismos capazes de estabilizar o esgoto sob condições aeróbias.”(Maestri [2007])

Para isso, o efluente é depositado em um tanque sob condições aeróbias que podem ser obtidas através do uso de equipamentos (Giacobbo [2010]). Parte da biomassa é descartada, enquanto o restante é continuamente re-circulada no tanque para reativar a população de bactérias e dar continuidade ao processo (Eddy et al. [2003]).

Esse processo foi descoberto acidentalmente na Grã-Bretanha em 1913 por Gilbert John Fowler após a realização de experimentos que obtiveram como resultado um efluente altamente tratado. Essa ocorrência se deveu à criação de um meio capaz de concentrar microrganismos. O método de tratamento por lodos ativados é o sistema convencional, amplamente utilizado em todos os setores da indústria (Silva [2009]).

Segundo Braile et al. [1979], o processo de lodos ativados é formado por três componentes:

1. um reator, no qual são mantidos os microrganismos aerados e em suspensão;
2. um tanque de sedimentação, para separação das partículas sólidas; e
3. um sistema de recirculação para retorno da biomassa do tanque de sedimentação ao reator.

O tanque de sedimentação é o sistema que apresenta a maior eficiência na remoção de sólidos sedimentáveis mas, como grande parte dos contaminantes são substâncias orgânicas solúveis, coloidais e particuladas, o processo biológico que ocorre no biorreator se torna essencial (Eddy et al. [2003]).

Os principais microrganismos constituintes da biomassa nos sistemas de lodo ativado são as bactérias, que utilizam parte da matéria orgânica presente no efluente para sintetizar novas células. Grande parte dos contaminantes originais é então oxidada a compostos como nitratos, sulfatos e gás carbônico (Braile et al. [1979]). Existem ainda os protozoários e os rotíferos, que são responsáveis respectivamente por eliminar bactérias dispersas e consumir pequenos aglomerados de partículas não-sedimentadas (McNeil and Harvey [2008]).

O sistema é amplamente utilizado em sua forma convencional, mas algumas variantes do mesmo são consideravelmente usadas, como: mistura completa, aeração escalonada, aeração modificada, estabilização por contato, etc (Braile et al. [1979]).

2.3 Biorreatores

Biorreatores são reatores químicos nos quais ocorrem diversas reações químicas catalisadas por biocatalisadores, que podem ser enzimas ou células vivas. É importante destacar que, dependendo do tipo de microrganismo utilizado, os mesmos podem apresentar características bem distintas em relação aos fenômenos de transporte que ocorrem em seu interior (Schidell and Borzani [1975]).

Nessa seção serão apresentadas as principais classificações dos biorreatores quanto a seu funcionamento e os parâmetros mais importantes do processo.

2.3.1 Tipos de biorreatores

Os diversos tipos de biorreatores se devem às inúmeras aplicações possíveis, sendo que cada um apresenta características que melhor atendem a demanda. São apresentadas, a seguir, as principais informações quanto ao funcionamento e operação dos modelos mais comuns encontrados tanto na indústria quanto na área acadêmica.

STR

Os reatores agitados mecanicamente, ou STR (*Stirred Tank Reactors*), constituem mais de 90% dos modelos utilizados na indústria, devido à sua eficiência em misturar e ao fato de ser escalonável (McNeil and Harvey [2008]). Um esquemático do equipamento pode ser observado na Figura 2.2.

O STR “[...] consists of a vessel with an aspect ratio of around 3:1, and a mixing system typically driven through the base. The head plate will have ports that allow for the addition of probes, reagents and gas as well as the removal of samples.”¹ (McNeil and Harvey [2008])

Seu agitador normalmente se encontra em um eixo central, possuindo diversas turbinas ao longo do mesmo, que podem ser diversos tipos, sendo a mais utilizada a turbina de pás planas, ou turbina “*Rushton*”(Duu-Jong Lee [2016]).

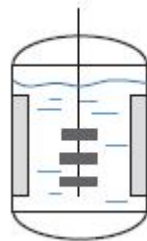


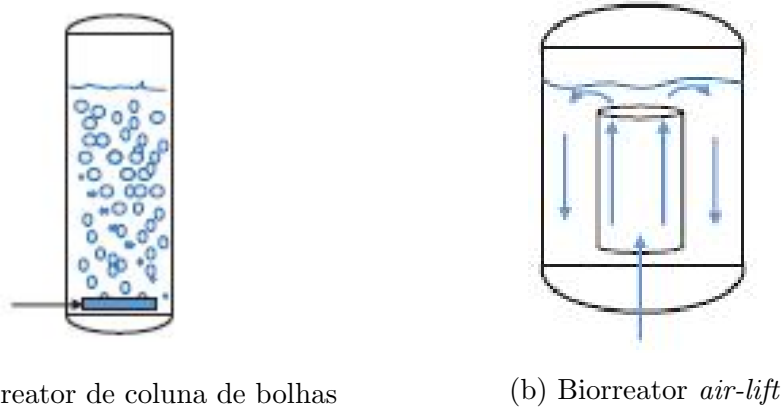
Figura 2.2: Esquemático de um STR genérico (Mandenius [2016])

¹[...] consiste em um recipiente com uma relação geométrica por volta de 3:1 e um sistema de agitação que será acoplado na parte superior do mesmo, embora com a presença de sistemas de aeração o agitador será acoplado na base. A parte superior possui portas para permitir a adição de sensores, reagentes e gás, além da retirada de amostras.(McNeil and Harvey [2008])

Reatores Agitados Pneumaticamente

”Os reatores agitados pneumaticamente se caracterizam basicamente pela ausência do agitador mecânico, sendo a agitação do líquido efetuada apenas pelo borbulhamento de um gás (normalmente ar) no reator. Como consequência da ausência do agitador mecânico, resultam [...] menores tensões de cisalhamento, o que os torna atraentes para o cultivo de células animais e vegetais.”(Schidell and Borzani [1975])

Existe uma subdivisão desse tipo de biorreator, entre os reatores de coluna de bolhas (“*bubble column*”) (Figura 2.3a) e os reatores “*air-lift*”(Figura 2.3b). A característica que separa os dois é o fato de que, no último, o fluxo de ar apresenta uma movimentação bem definida, enquanto o outro apresenta uma aleatoriedade (Schidell and Borzani [1975]). Esse é um aspecto importante ao se levar em conta quando é necessário modelar a dinâmica do sistema, visto que um movimento padronizado se torna mais simples de se descrever matematicamente.



(a) Biorreator de coluna de bolhas

(b) Biorreator *air-lift*

Figura 2.3: Esquemático de reatores agitados pneumaticamente (Mandenius [2016])

Plug-Flow

Os reatores de fluxo pistonado (“*plug-flow*”) são aqueles nos quais o inóculo e o meio de cultura são misturados em sua entrada, ao invés de seu interior, como observa-se pela Figura 2.4. Idealmente, a velocidade permanece constante e não ocorre mistura longitudinal. A concentração dos nutrientes e microrganismos varia, então, ao longo do comprimento do equipamento, podendo este ser comparado a um processo contínuo de diversos estágios, com vários reatores ligados em série (Schidell and Borzani [1975]).

Biorreator à Membrana

O MBR (Biorreator à membrana) é um reator responsável por realizar duas principais funções: transformar elementos contaminantes presentes no efluente em biomassa e realizar uma separação física na membrana. Essa normalmente apresenta poros que variam de 0.1 a 0.4 μm .

Essa tecnologia, combinada com sistemas de tratamento convencional, vem crescendo principalmente em países desenvolvidos, devido à relativa escassez de água no local (Maestri [2007]).

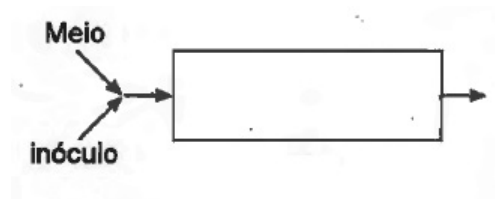


Figura 2.4: Esquemático de um reator de fluxo pistonado (“*plug-flow*”) (Schidell and Borzani [1975])

Esse sistema ainda é incomum no Brasil, mas diversos estudos estão sendo realizados para compreensão desenvolvimento dessa técnica de tratamento (Silva [2009]). Esses equipamentos se dividem em dois tipos principais quanto ao tipo de membrana utilizada: biorreatores *hollow fibre* e a membranas planas (McNeil and Harvey [2008]).

O biorreator *hollow fibre* “consists of a bundle of fibres and the cells grow within the extra capillary spaces (ECS) with in a cartridge.”²(McNeil and Harvey [2008]), e pode ser observado na Figura 2.5.

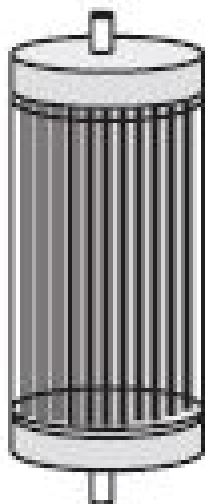


Figura 2.5: Esquemático de um reator *hollow fibre* (Mandenius [2016])

O segundo modelo apresenta um funcionamento semelhante ao primeiro, mas ao invés de utilizar um capilar pra fixação, faz uso de membranas paralelas. O biocatalisador estará então contido entre essas membranas, que não permitem que o mesmo saia de sua posição, possibilitando apenas o fluxo do efluente.

2.3.2 Parâmetros operacionais do processo

Cada parâmetro do processo possui determinada relevância e, para que o controle seja perfeito, todos esses parâmetros deveriam ter seus valores conhecidos durante todo o tempo. Como

²consiste em um conjunto de fibras e as células crescem dentro dos capilares como um cartucho(McNeil and Harvey [2008])

alguns não podem ser obtidos com o uso de sensores, são utilizadas relações entre esses parâmetros e os que são monitorados. Cada uma dessas variáveis afeta o biorreator de uma forma diferente, agindo, por exemplo, sobre o biocatalisador ou o substrato. Essa seção visa descrever alguns dos parâmetros de maior importância e a forma como interferem na dinâmica do sistema (McNeil and Harvey [2008]).

pH

O termo pH, abreviação para “potencial hidrogeniônico”, designa o grau de acidez ou alcalinidade de determinada substância utilizando uma escala logarítmica (Nelson et al. [2009]). É convenientemente considerado como a concentração de íons H^+ .

Esse parâmetro, em um biorreator, deve ser monitorado sempre pois determinados biocatalisadores somente realizam as reações desejadas em determinados níveis de acidez ou alcalinidade, sendo que um pH muito diferente do ideal pode até mesmo danificar o biocatalisador (McNeil and Harvey [2008]).

O pH varia numa escala de 0 a 14, sendo uma solução com pH 0 extremamente ácida, e com pH 14 alcalina. Uma solução neutra apresenta um potencial hidrogeniônico igual a 7 (Nelson et al. [2009]).

A determinação do pH ideal para um biocatalisador específico é importante pois um pH diferente desse valor reduz a eficiência da catálise, podendo até mesmo causar a desnaturação do biocatalisador, atrapalhando o processo (Nelson et al. [2009]).

A pepsina é uma enzima que se encontra presente no corpo humano, sendo produzida pela parede do estômago, e é responsável por quebrar proteínas em aminoácidos. Ela é capaz de reagir somente em meios ácidos e possui um pH ideal igual a aproximadamente 1,5. Também é importante notar que quando o pH se aproxima de 6, a enzima perde a habilidade de realizar sua função. A glicose 6-fosfatase converte glicose-6-fosfato em glicose no fígado, rim e intestinos e possui um pH ótimo aproximadamente igual a 8, possuindo como faixa de operação os valores de pH que variam de 5 a 11 (Nelson et al. [2009]).

A Tabela 2.1 nos mostra o pH ideal para algumas enzimas mais comuns e, como é possível observar, elas podem trabalhar com máxima eficiência em meios ácidos, alcalinos e neutros. Existem também algumas enzimas que não apresentam um valor único de pH ótimo, mas sim uma faixa de valores na qual o desempenho da mesma se mantém elevado.

Oxigênio dissolvido

O tipo de respiração da cultura celular utilizada no biorreator se divide em aeróbica e anaeróbica. A primeira necessita de oxigênio, enquanto a anaeróbica faz uso de outro aceptor de hidrogênios. Enquanto a respiração na ausência de O_2 ocorre em todos os seres vivos, a aeróbica se mostra até 16 vezes mais eficaz na produção de energia (Nelson et al. [2009]).

Os biorreatores que utilizam células com respiração aeróbica necessitam de um controle preciso da quantidade de oxigênio dissolvido no meio, pois a escassez do mesmo provoca morte da cultura celular, e a velocidade de reposição se satura em determinado momento, visto que ele não se dissolve imediatamente. Devido a essa saturação, a concentração de oxigênio dissolvido é

Tabela 2.1: pH ótimo de diversas enzimas (Adaptado de Pfeiffer [1954])

Enzima	pH ótimo
Lipase (pâncreas)	8.0
Lipase (estômago)	4.0 - 5.0
Lipase (óleo de castor)	4.7
Pepsina	1.5 - 1.6
Tripsina	7.8 - 8.7
Urease	7.0
Invertase	4.5
Maltase	6.1 - 6.8
Amilase (pâncreas)	6.7 - 7.0
Amilase (MALT)	4.6 - 5.2
Catalase	7.0

um dos fatores limitantes no processo, principalmente em biorreatores de grande porte (Nelson et al. [2009] e McNeil and Harvey [2008]).

Temperatura

Como os biocatalisadores consistem basicamente de enzimas ou células, estes são sempre suscetíveis ao processo de desnaturação. Esse processo consiste na perda da estrutura secundária e terciária de uma proteína, fazendo com que a atividade biológica da mesma seja comprometida. Esse processo geralmente é causado por exposição a pH ou temperatura extremos (Nelson et al. [2009]).

Como a desnaturação compromete toda a cultura de biocatalisadores presentes no biorreator, deve ser sempre evitada. Faz-se isso monitorando-se a temperatura para mantê-la dentro de uma faixa de valores pré-estabelecidos. É importante ressaltar que apesar de grande parte dos biocatalisadores possuir como temperatura ideal a faixa entre $25 - 30^{\circ}C$, existem aqueles que trabalham em uma temperatura superior ou inferior, sendo necessário determinar a mesma de antemão (Nelson et al. [2009]).

De forma semelhante ao pH, a temperatura também afeta a taxa de reação do biocatalisador (Figura 2.6), possuindo uma temperatura ótima, no caso aproximadamente igual a $40^{\circ}C$ e na temperatura de $45^{\circ}C$ sofre o processo de desnaturação, perdendo suas funções (Nelson et al. [2009]).

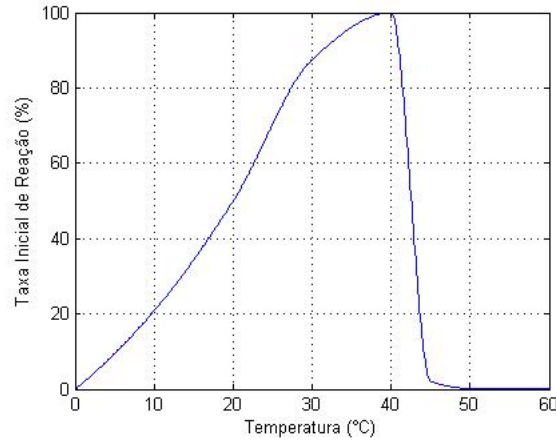


Figura 2.6: Relação entre temperatura e taxa inicial de reação de uma enzima genérica

2.4 Controlador PID

“The PID controller is by far the most common control algorithm. Most feedback loops are controlled by this algorithm or minor variations of it. [...] Many thousands of instruments and control engineers worldwide are using such controllers in their daily work. The PID algorithm can be approached from many different directions.”³(Åström and Hägglund [1995])

Matematicamente, pode ser descrito de diversas formas, sendo uma das mais comuns dada pela equação:

$$u(t) = K \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (2.1)$$

na qual $u(t)$ é o sinal de controle e $e(t)$ é o erro que consiste na diferença entre o *set-point* e a saída do processo. O controlador PID pode então ser descrito como a soma de três termos, proporcional, integral e derivativo. No domínio da frequência, a função de transferência do mesmo é dada por:

$$C(s) = K \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right). \quad (2.2)$$

2.4.1 Ação Proporcional

A ação proporcional do controlador gera um sinal de controle diretamente dependente do erro naquele instante. Quanto maior a diferença entre o *set-point* e a variável controlada, maior será a amplitude do sinal de controle (Dorf and Bishop [2000]).

³O controlar PID é, de longe, o algoritmo de controle mais comum. A maioria das malhas de realimentação são controlados por esse algoritmo ou pequenas variações do mesmo. [...] Milhares de engenheiros de instrumentação e controle por todo mundo estão utilizando esses controladores em seu trabalho diariamente. O algoritmo PID pode ser obtido através de diversos métodos.(Åström and Hägglund [1995])

A intensidade desse sinal se deve ao valor do parâmetro K que pode ser observado nas equações (2.1) e (2.2). Quanto maior esse número, mais rápida se tornará a dinâmica desse sistema, mas existe a chance do mesmo se tornar cada vez mais oscilatório, e até instável (Åström and Hägglund [1995]).

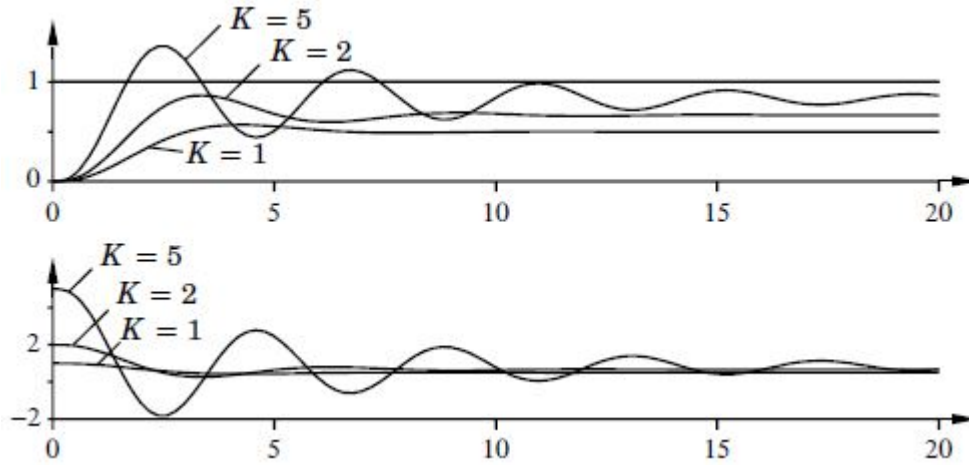


Figura 2.7: Efeitos da ação proporcional em um sistema $G(s) = (s-3)^{-3}$ (Åström and Hägglund [1995])

A Figura 2.7 ilustra os efeitos de três ações proporcionais diferentes para um mesmo sistema, mostrando a saída do mesmo na parte superior e o sinal de controle na inferior. Como se pode notar claramente, o sistema com o ganho $K = 5$ apresenta uma oscilação com amplitude maior que os outros dois, possuindo também um grande sinal de controle. É importante notar que a ação proporcional gera erros de regime permanente em sistemas do tipo zero e cujo ganho *feedforward* não compensa esse erro, fazendo com que o processo se estabilize em um ponto diferente daquele escolhido como *set-point*.

2.4.2 Ação Integral

A ação integral tem como principal função fazer com que a saída do sistema se iguale com o valor do *set-point*. O controlador, reagindo a um pequeno erro positivo (ou negativo), gera um sinal de controle com módulo cada vez maior até que esta diferença seja eliminada (Dorf and Bishop [2000]).

Uma aplicação da ação integral é no tratamento da zona morta de um atuador. A zona morta consiste em uma faixa de valores de entrada, normalmente tensão, para os quais o equipamento não possui energia suficiente para realizar a ação. Isso normalmente ocorre em casos nos quais a ação proporcional é pequena e, para um valor reduzido de erro, o sinal de controle se encontra na zona morta. Nesse caso, o uso do termo integrativo faz com que o controlador exerça gradativamente mais influência até que o sinal de controle saia da faixa da zona morta (Levine [2010]).

A Figura 2.8 mostra o efeito da ação integral em um sistema no qual $K = 1$, representando a saída do mesmo na gráfico superior e o sinal de controle na inferior. O caso no qual $T_i = \infty$ corresponde ao controle puramente proporcional. É possível perceber que a diminuição da ação

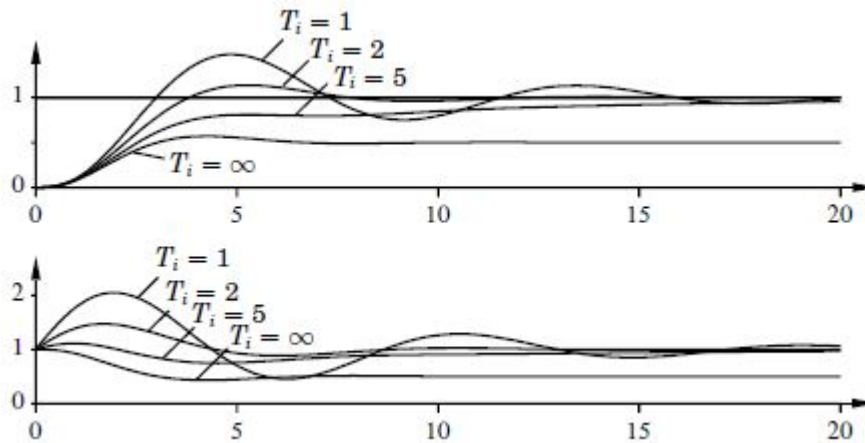


Figura 2.8: Efeitos da ação integral em um sistema $G(s) = (s - 3)^{-3}$ (Åström and Hägglund [1995])

integral torna o sistema mais oscilatório, visto que o mesmo demora quantidades maiores de tempo para corrigir o erro. Nota-se também que, para os três casos nos quais existe o termo integrativo, o sistema não apresenta erro de regime permanente. O sinal de controle para o caso $T_i = 1$ se apresenta elevado em comparação aos outros devido ao baixo valor do termo integral.

2.4.3 Ação Derivativa

O propósito da ação derivativa é melhorar a estabilidade do sistema em malha fechada. Os processos em geral levam um certo tempo até que mudanças no sinal de controle possam ser vistas na saída do mesmo. Devido a isso, o controlador geralmente está atrasado para atuar sobre aquele erro. O termo derivativo surge então como um meio de prever o estado do sistema no momento futuro (Dorf and Bishop [2000]).

Essa estimativa é efetuada utilizando uma extrapolação através da inclinação da tangente à curva de erro, utilizando derivadas. O sinal de controle para um sistema que utiliza ação derivativa é então proporcional a uma estimativa do erro em um momento posterior (Åström and Hägglund [1995]).

Na Figura 2.9 são mostrados a saída do sistema e sinal de controle para diversos valores de T_d , fixando $K = 3$ e $T_i = 2$. É possível perceber pelos gráficos que os três sistemas em malha fechada são oscilatórios para os parâmetros escolhidos, e o aumento do termo derivativo aumenta o amortecimento inicialmente, mas valores muito grandes fazem com que o mesmo volte a diminuir.

2.4.4 Modificações para o algoritmo PID

O algoritmo PID nem sempre pode ser implementado em seu formato padrão, sendo necessário realizar algumas adaptações no mesmo para que o resultado desejado seja alcançado.

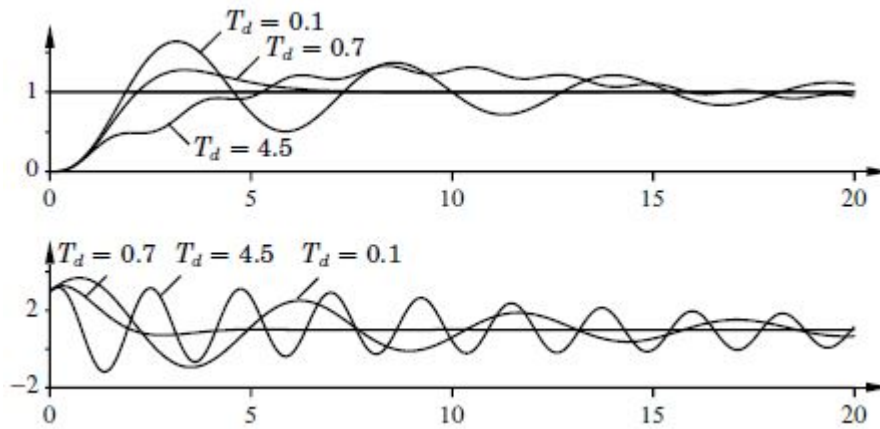


Figura 2.9: Efeitos da ação derivativa em um sistema $G(s) = (s - 3)^{-3}$ (Åström and Häggglund [1995])

Ligação alternativa do modo derivativo

O sinal de erro do sistema pode sofrer grandes variações em um período curto de tempo, fazendo com que o modo derivativo do controlador gere um sinal de controle muito elevado, saturando o mesmo. Uma alternativa utilizada para evitar este problema é fazer uso da saída do sistema como entrada do modo derivativo, ao invés do sinal de erro. Essa modificação faz com que não haja mudanças bruscas na entrada do derivativo, por limitação da própria dinâmica do sistema.

Saturação e *Anti-Windup*

Todo sistema possui um valor máximo de sinal de controle para o qual o atuador é incapaz de aumentar seu nível de energia, por algum tipo de limitação. Esse limite é conhecido como saturação, e com ele surge um problema. Quando o sinal de erro se apresenta elevado ou sofre uma variação brusca, o modo proporcional e o derivativo geram um aumento no sinal de controle. Caso o mesmo ultrapasse o limite máximo imposto pelo atuador do sistema, irá saturar e permanecer igual ao valor máximo, no entanto isso só ocorre do ponto de vista do processo. Para o controlador, o sinal de controle está em um valor elevado, acima do máximo estipulado pela saturação.

Caso isso ocorra e seja necessário abaixar o valor deste sinal, o controlador levará um tempo maior, visto que o mesmo se encontra acima do valor máximo, fazendo com que permaneça saturado por um tempo maior. Uma técnica utilizada para sanar este problema é o *Anti-Windup*, que impede o sinal de controle de ultrapassar determinado valor máximo, sendo assim, no momento que o controlador começar a reduzir a ação de controle, o processo verá o efeito imediatamente.

2.5 Técnicas de síntese de controladores

O projeto de um controlador PID consiste em quantizar os parâmetros K , T_i e T_d de forma a obter a dinâmica de malha fechada desejada. Existem diversas técnicas para definir esses valores, sendo que as mesmas diferem quanto ao conhecimento do processo requerido (Åström and Hägglund [1995]). Aquelas que requerem uma quantidade maior de informações tendem a apresentar um resultado mais satisfatório que os outros.

2.5.1 Método da Síntese Direta

O método da síntese direta faz uso da dinâmica desejada do sistema e o modelo do mesmo para obter um controlador capaz de gerar o desempenho requerido. Possui uma desvantagem, que é o fato de que nem sempre o controlador resultante possui o formato PID (Seborg and Mellichamp [1989]).

Considerando um processo com a função de transferência do ramo direto igual a G , uma saída Y , uma entrada R e um controlador G_c , temos a função de malha fechada do sistema controlado dado por

$$\frac{Y}{R} = \frac{G_c G}{1 + G_c G} \quad (2.3)$$

Podemos então obter o controlador responsável por gerar a dinâmica desejada isolando G_c . O termo Y/R é substituído então pela função de transferência que descreve o comportamento esperado do sistema controlado e o termo G é o modelo aproximado do mesmo (Seborg and Mellichamp [1989]).

O método apresenta então dois possíveis problemas. O primeiro é a imperfeição do modelo, que por não ser ideal irá gerar uma divergência entre a dinâmica desejada e a obtida. O outro é fato de que esse método faz uso de cancelamento de polos e zeros do controlador e do sistema, que não são exatos devido a esses problemas de modelagem, devendo haver uma atenção para não se utilizar esse método caso o sistema possua polos instáveis, a não ser que o mesmo seja estabilizável com uma malha de realimentação adicional (Seborg and Mellichamp [1989]).

Esse método pode também ser utilizado para a obtenção de um controlador com determinada topologia, no entanto, a possibilidade de obtenção desse controlador depende diretamente da topologia do mesmo e da função de transferência do sistema, bem como da função de transferência que descreve o comportamento esperado do sistema controlado.

Para projetar um controlador com uma topologia específica, basta então substituir G_c pela função do controlador, ainda com seus parâmetros indeterminados na equação (2.3). Deve-se então substituir as funções de transferência do processo e de malha fechada desejada e, então, obter os parâmetros do controlador.

Deve-se notar que nem sempre será possível obter um controlador com a topologia desejada que atinja o desempenho esperado e, nesses casos, deve-se selecionar uma topologia diferente, ou utilizar um outro método de projeto.

2.5.2 Método de Haalman

Outra aproximação interessante para a síntese de um controlador é determinar a função de transferência de malha fechada G_l que apresenta o desempenho desejado e então escolher G_c de acordo com a equação (2.4).

$$G_c(s) = \frac{G_l(s)}{G_p(s)} \quad (2.4)$$

A função G_p representa o sistema a ser controlado. É importante notar que só é possível utilizar um PID caso G_p e G_l sejam suficientemente simples. Pode-se definir G_l utilizando critérios de desempenho, como tempo de acomodação, *overshoot*, tempo de subida, dentre outros. Também é possível usar alguns formatos sugeridos por Haalman, como o observado na equação (2.5) para tratar sistemas com atraso semelhantes à equação (2.6) (Åström and Hägglund [1995]).

$$G_l(s) = \frac{3}{3Ls} e^{-sL} \quad (2.5)$$

$$G_p(s) = \frac{1}{1 + sT} e^{-sL} \quad (2.6)$$

Para o uso dessa técnica, é necessário possuir a função de transferência do sistema, que pode ser obtida através da modelagem, ou com o auxílio de técnicas de identificação de sistemas. O controlador apresentará um resultado diretamente dependente da semelhança de G_p e o processo real.

2.6 Modelagem

Um grande problema da engenharia é prever o efeito que determinada ação provocará em um sistema físico, ou seja, determinar a resposta, $y(t)$, em qualquer instante t no intervalo $t_0 \leq t < t_f$, de determinado sistema a uma entrada $u(t)$ no mesmo intervalo de tempo (Dorf and Bishop [2000]).

A principal solução na maioria dos casos é a determinação do modelo entrada-saída, que determina a relação entre a entrada e a saída do sistema para qualquer instante do tempo, sem descrever o comportamento interno do sistema. Isso faz com que diversos processos físicos diferentes apresentem a mesma relação entrada-saída (Levine [2010]).

Esses modelos, de acordo com o sistema e as considerações efetuadas, podem ser de diversos tipos, como lineares ou não-lineares e variantes ou invariantes no tempo. Todo processo real é não-linear e variante no tempo, mas a maioria pode ser aproximada de forma satisfatória por um modelo linear invariante no tempo (LTI). Apesar dos modelos LTI não serem exatos, possuem diversas vantagens sobre os outros tipos, principalmente devido a sua simplicidade (Levine [2010]).

Existem diversas formas de se obter o modelo de um sistema, sendo as mais comuns a modelagem matemática utilizando as leis físicas que regem o processo e o método de identificação de sistemas. No primeiro, faz-se uso de equações da física como as equações de, por exemplo,

Newton, Ohm, Bernoulli, com o intuito de obter equações diferenciais ordinárias (EDO) no formato observado na equação (2.7) (Levine [2010]). Percebe-se que a EDO que representa o sistema depende das n -ésimas primeiras derivadas da saída e das m -ésimas diferenciais.

$$\frac{d^n y(t)}{dt^n} + a_{n-1} \frac{d^{n-1} y(t)}{dt^{n-1}} + \dots + a_0 y(t) = b_m \frac{d^m u(t)}{dt^m} + \dots + b_0 u(t) \quad (2.7)$$

Com a EDO, é possível aplicar a ferramenta de Transformada de Laplace para obter a função de transferência do sistema, que representa o mesmo no domínio da frequência. Esta é amplamente utilizada para projeto de controladores e análise da dinâmica do processo. Para obter as equações diferenciais é necessário que sejam feitas diversas considerações e simplificações, como ignorar o efeito de determinados parâmetros sobre o processo, ou desconsiderar alguns fenômenos. Um alto número de simplificações geralmente produz um modelo simples, mas em contrapartida faz com que a dinâmica do mesmo e do processo divirja cada vez mais (Levine [2010]).

Outro problema encontrado na modelagem é a existência de não-linearidades. Grande parte das ferramentas para análise e projeto na área de controle é aplicável somente a sistemas lineares, tornando necessário linearizar o modelo. A linearização é efetuada utilizando a expansão em série de Taylor truncada no segundo termo, aplicada em um ponto específico, chamado de ponto de operação. Essa ferramenta torna o sistema linear, mas gera outro problema, que seria o aumento da diferença entre o processo e o modelo ao se afastar desse ponto de operação (Dorf and Bishop [2000]).

Em diversos casos, devido à complexidade da dinâmica do sistema ou falta de informação sobre o funcionamento do processo, é impossível obter o modelo do sistema de maneira eficiente. Nesses casos, faz-se uso de uma modelagem em caixa-preta, conhecida como identificação de sistemas, para obter a relação entrada-saída (Levine [2010]).

2.7 Índices de desempenho

Índices de desempenho servem basicamente para comparar quantitativamente diferentes sinais. Em sistemas de controle, existem diversos índices, que são calculados através do sinal de erro de sistemas em malha fechada. Esses índices são, por exemplo, o *ISE*, *IAE*, *ITAE*. Cada um desses índices possui aplicações diferentes, sendo ideais para casos distintos, cabendo ao engenheiro a escolha do melhor índice de desempenho para cada aplicação (Ogata [2001]).

IAE

A integral do erro absoluto (*IAE*), dada pela equação (2.8), quantifica o somatório do módulo do sinal de erro e , desta forma, todos os valores de erro, em todos os instantes, possuem o mesmo peso no valor final do índice, ou seja, o regime transitório e permanente são igualmente valorizados Ogata [2001].

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt. \quad (2.8)$$

ISE

O índice *ISE* é a integral do erro ao quadrado e é dado, como o próprio nome diz, por:

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt. \quad (2.9)$$

Na obtenção desse índice, os instantes no qual o sinal de erro possui um módulo maior apresenta uma contribuição maior no valor final do índice. O *ISE*, portanto, é utilizado quando deseja-se que o sistema em malha fechada não apresente um sinal de erro com amplitude elevada em nenhum momento (Ogata [2001]).

ITAE

A integral do erro absoluto multiplicado pelo tempo (*ITAE*) é obtida de maneira semelhante ao *IAE*, e descrita pela equação (2.10), no entanto, cada valor do sinal de um erro possui um peso maior ou menor no valor final do índice de acordo com o tempo no qual ocorre. Quanto maior o valor de tempo, maior o peso do erro naquele instante (Ogata [2001]).

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

Esse índice é utilizado quando se deseja valorizar mais a resposta do sistema em regime permanente em relação à resposta transiente do sistema, que ocorre nos momentos iniciais e, portanto, possuirá um peso menor no valor final do índice. O índice *ITAE* é usado geralmente para comparação de sistemas no qual o foco é a rejeição de perturbações.

2.8 Transferência de Calor

O calor pode ser transferido de três maneiras diferentes: condução, convecção e radiação. Destes três, os dois primeiros apresentam uma influência maior no processo interno do biorreator, sendo as principais fontes de perda em um biorreator. Todos esses modos requerem a existência uma diferença de temperatura e ocorrem do meio de alta temperatura para o de baixa. Nas seguintes subseções será feita uma breve descrição de cada uma das três (Lienhard and John [2005]).

2.8.1 Condução

A condução é a transferência de energia em um nível molecular, e independe da movimentação dessas moléculas. Quando uma molécula possui uma quantidade significativa de energia térmica, haverá uma vibração, cuja amplitude aumenta com o nível da energia térmica presente (Lienhard and John [2005]).

Essas vibrações podem ser transmitidas de uma molécula para uma outra molécula adjacente que possua uma energia térmica menor (ou seja, uma temperatura menor), fazendo com que transferência de calor ocorra.

Outro mecanismo de condução de calor é através de elétrons livres, mais presentes em metais. Esses elétrons não estão fortemente conectados aos átomos, estando relativamente livres. Eles são ótimos em transportar tanto energia elétrica quanto térmica no material sólido. Isso faz com que substâncias com grande número de elétrons livres, como a prata e o alumínio, sejam bons condutores tanto de calor quanto de eletricidade (Lienhard and John [2005]).

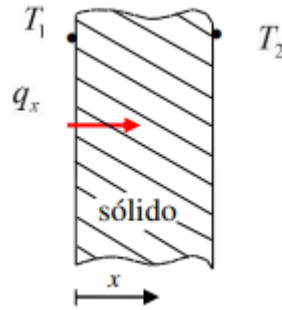


Figura 2.10: Ilustração do processo de condução em uma dimensão através de uma superfície sólida plana

A taxa de transferência de calor através de uma determinada superfície depende da área superficial, da espessura do material, a diferença de temperatura e as propriedades do material (Lienhard and John [2005]). Para a condução em apenas uma dimensão (x), tem-se:

$$q_x \propto A \frac{dT}{dx} \quad (2.11)$$

A constante de proporcionalidade α é a condutividade ou condutibilidade térmica do material, k , ou seja:

$$q_x = kA \frac{dT}{dx} \quad (2.12)$$

A taxa de transferência de calor q_x é dada em W , a área A em m^2 , a diferença de temperatura dT em Kelvin ou graus Celsius e a espessura x em metros.

Condutividade Térmica

A condutividade térmica de um material pode ser definida como a taxa de transferência de calor através de uma parcela do material que possui espessura e área unitária para uma diferença de temperatura unitária. É basicamente uma constante que mensura a habilidade do material em conduzir calor, e depende exclusivamente das características intrínsecas do material, como a quantidade de elétrons livres, proximidade entre as moléculas e facilidade de excitação dessas moléculas (Greenkorn [2018]).

Como pode-se observar na equação (2.12), a unidade da condutividade térmica, no Sistema Internacional, é:

$$\frac{W}{m^{\circ}C} \text{ ou } \frac{W}{mK}$$

2.8.2 Convecção

A convecção ocorre principalmente em fluidos (líquidos e gases). Quando uma parcela de um fluido possui mais energia térmica do que parcelas adjacentes, a energia térmica é carregada pela matéria ao invés de ser transmitida por ela. A transferência de calor ocorre então pelo movimento de matéria de uma região quente para uma região fria (Greenkorn [2018]).

A convecção pode ser caracterizada como livre ou forçada. A convecção forçada é induzida por algum elemento, como uma bomba. A convecção livre (ou natural) ocorre devido à diferença de densidade entre parcelas do fluido, sendo que parcelas mais quentes tem uma densidade menor, tendendo a subir, enquanto parcelas mais frias tem uma densidade maior, tendendo a descer (Greenkorn [2018]).

A taxa de transferência de calor por convecção depende da área superficial, da diferença de temperatura e as propriedades e geometria do material. Dessa forma, tem-se que:

$$q \propto A(T_S - T_\infty) \quad (2.13)$$

onde a constante de proporcionalidade α é dada pelo coeficiente de transferência de calor por convecção, h , de forma que:

$$q = hA(T_S - T_\infty) \quad (2.14)$$

A taxa de transferência de calor q é dada em W , a área A em m^2 e as temperaturas T_S e T_∞ em Kelvin ou graus Celsius.

O coeficiente convectivo, h , não é uma propriedade intrínseca do fluido, e depende de diversas variáveis, como geometria da superfície, tipo do movimento do fluido e propriedades do fluido. Para a convecção de líquidos, por exemplo, tipicamente, o coeficiente de convecção varia entre $10 - 1000W/m^2$ para convecção natural e $50 - 20000W/m^2$ para convecção forçada (Greenkorn [2018]).

2.8.3 Radiação

Radiação é a transferência de calor na forma de ondas eletromagnéticas, seja através da emissão ou recepção destas. Diferentemente da condução e convecção, a radiação não necessita de um meio para que ocorra a transferência (Greenkorn [2018]).

A máxima taxa de radiação que uma superfície pode emitir à determinada temperatura é dada pela lei de Stefan-Boltzman, considerando um corpo negro, que é um irradiador perfeito de radiação térmica, e é dada pela equação (2.15) (Greenkorn [2018]).

$$q = \sigma AT^4 \quad (2.15)$$

Sendo a área A dada em m^2 , a temperatura T em Kelvin e a constante σ , chamada de constante de Stefan-Boltzman, dada por:

$$\sigma = 5.669 \times 10^{-8}W/m^2K^4$$

Como raramente um corpo irradia perfeitamente radiação térmica, a equação (2.15) não pode ser utilizada. Utiliza-se então a equação (2.16), válida para corpos reais (cinzentos) (Greenkorn [2018]).

$$q = \epsilon \sigma AT^4 \quad (2.16)$$

onde ϵ é a emissividade da superfície, e ϵ é um valor sempre menor ou igual a 1.

2.8.4 Resistência térmica

Existe uma analogia entre o processo de transferência de calor via condução ou convecção unidimensional com propriedades constantes e o a condução de energia elétrica. Uma resistência elétrica, quando submetida a uma diferença de potencial, conduz eletricidade, enquanto uma resistência térmica, diante de uma diferença de temperatura, conduz calor (Incropera et al. [2007]).

A resistência térmica para o processo de condução de calor através de uma parede plana é dada por:

$$R_{t,cond} = \frac{T_{x,1} - T_{x,2}}{q_x} = \frac{L}{kA} \quad (2.17)$$

Na qual $T_{x,1}$ e $T_{x,2}$ são as da parede plana, L é a espessura da mesma, A sua área, k é a condutividade térmica do material e q_x a taxa de transferência de calor através da parede.

Enquanto a resistência térmica para o processo de convecção é:

$$R_{t,conv} = \frac{T_s - T_\infty}{q} = \frac{1}{hA} \quad (2.18)$$

Na qual T_s é a temperatura da superfície, T_∞ é a temperatura do ambiente, A é a área da superfície, h é o coeficiente convectivo entre a superfície e o fluido e q a taxa de transferência de calor da superfície para o ambiente.

Já a resistência elétrica, é dada por:

$$R_{elet} = \frac{E_{s,1} - E_{s,2}}{i} = \frac{L}{\sigma A} \quad (2.19)$$

Sendo $E_{s,1}$ e $E_{s,2}$ são os potenciais nas extremidades da resistência elétrica, A é a área de secção transversal da resistência, L seu comprimento, σ é a condutividade elétrica do material e i é a corrente elétrica que passa pela resistência elétrica.

Comparando as equações (2.17), (2.18) e (2.19), é fácil perceber a similaridade entre as mesmas.

Um sistema nem sempre é composto por apenas um material, e quando se deseja calcular a taxa de transferência de calor através de uma parede composta de diversos materiais, é necessário obter a resistência térmica equivalente da parede (Incropera et al. [2007]).

Pode-se também incluir a resistência térmica devido à convecção. A Figura 2.11 representa uma parede composta por três materiais distintos, A , B e C , com espessuras L_A , L_B e L_C e condutividades térmicas k_A , k_B e k_C respectivamente. O coeficiente de convecção entre o fluido quente e a parede é h_1 e entre o fluido frio e a parede é h_2 .

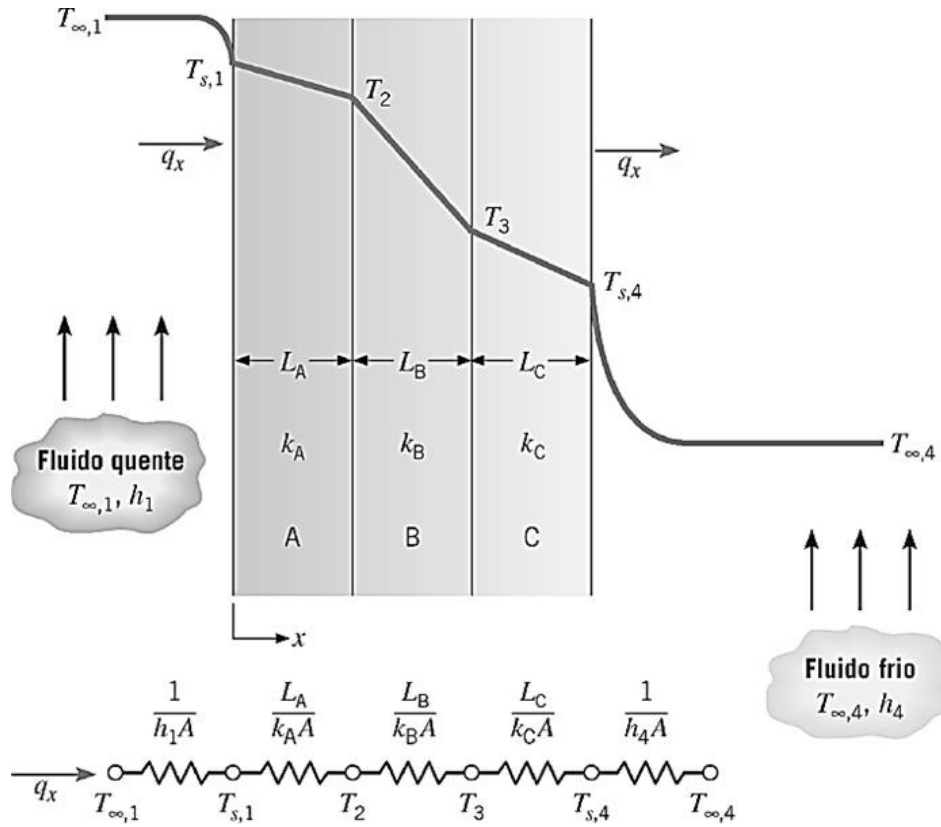


Figura 2.11: Circuito térmico equivalente para uma parede plana composta em série (Adaptado de Incropera et al. [2007])

Considerando-se que a taxa de transferência de calor unidimensional de um sistema como o representado pela Figura 2.11, pode-se, analogamente a sistemas térmicos, efetuar a associação de todas as resistências térmicas em série (Incropera et al. [2007]).

Dessa forma, a resistência térmica equivalente de um sistema como o representado pela Figura 2.11 é dada por:

$$R_{t,total} = \frac{1}{h_1 A} + \frac{L_A}{k_A A} + \frac{L_B}{k_B A} + \frac{L_C}{k_C A} + \frac{1}{h_2 A} \quad (2.20)$$

E então, a taxa de transferência de calor, de maneira análoga ao cálculo da corrente em circuitos elétricas, é determinada então por:

$$q_x = \frac{T_{\infty,1} - T_{\infty,4}}{R_{t,total}} \quad (2.21)$$

Desenvolvimento

Nesse capítulo são detalhados os procedimentos realizados durante as etapas de projeto do equipamento.

3.1 Definição dos aspectos gerais

A escolha do tipo de biorreator a ser utilizado para tratamento de efluentes da indústria têxtil se deu através de entrevista com o coorientador do presente trabalho, Daniel Bonoto, um pesquisador da área de biotecnologia da UFSJ *Campus* Divinópolis, na qual foi apontado que a principal característica do equipamento deveria ser sua capacidade de integração com o sistema de tratamento convencional.

Devido às características do processo e do biocatalisador, foi definido que o biorreator seria um MBR (biorreator à membranas), devido à capacidade das membranas de deixar que somente a água com os nutrientes entrasse em contato com o biocatalisador, impedindo a passagem de células (seja o biocatalisador ou a cultura já existente no processo). Esta característica do MBR também o torna a melhor escolha para processos contínuos, visto que a imobilização do biocatalisador evita que o mesmo seja levado pelo fluxo em direção ao fim do processo, o mantendo fixo naquele local.

Obtido o modelo de biorreator a ser utilizado, foi necessário escolher o local onde o mesmo seria acoplado de forma a apresentar um melhor desempenho e fácil manutenção. O equipamento seria uma forma de complementação à técnica de tratamento convencional, que consiste em um grande tanque aerado repleto de bactérias que realizam o tratamento do efluente, sem controle ou otimização desse processo, como pode ser observado na Figura 3.1.

O biorreator poderia ser instalado em diversos pontos do processo de lodos ativados de forma a melhorar o desempenho do sistema de tratamento. O mesmo poderia ser posicionado na entrada do sistema convencional de tratamento, na saída do mesmo, dentro do próprio tanque ou de fora do mesmo. No primeiro caso, ele seria responsável por realizar um pré-tratamento do efluente, tornando o tratamento mais simples de ser efetuado. O segundo consistiria em realizar um pós-tratamento, efetuando um tratamento no efluente já tratado, apenas melhorando a qualidade do mesmo. A instalação do biorreator no tanque (dentro ou fora do mesmo) otimizaria o tratamento inserindo um meio altamente concentrados de bactérias específicas para realizar

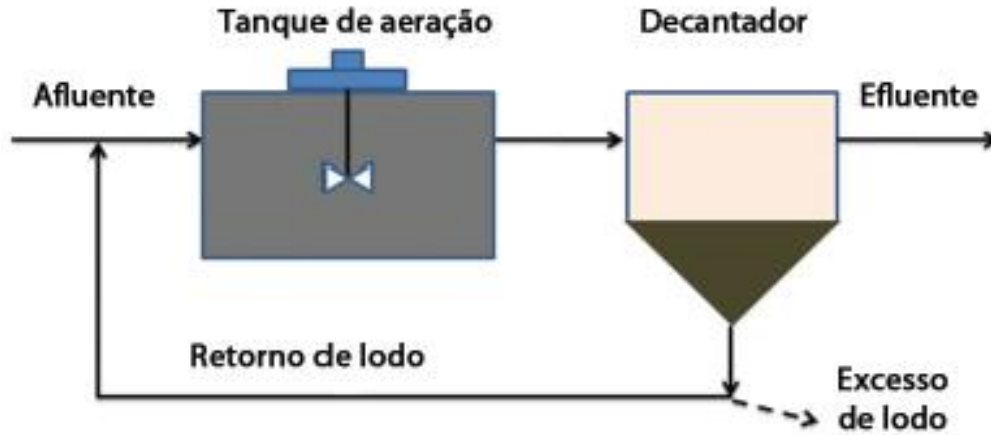


Figura 3.1: Fluxograma típico do sistema de lodo ativado

aquela tarefa, diminuindo o tempo necessário para que o efluente atingisse o grau de pureza exigido.

Caso fosse instalado na entrada, a vazão através do biorreator deveria ser bem reduzida para que o mesmo seja capaz de realizar o tratamento parcial do efluente. No entanto, a vazão de entrada no processo não pode ser reduzida, visto que a produção de efluentes na indústria é constante e elevada.

Se o biorreator fosse posicionado na saída do processo, o problema da vazão também ocorreria, visto que se a vazão de saída for menor do que a vazão de entrada, o volume de efluente no tanque de aeração iria constantemente aumentar, até que o volume máximo do mesmo fosse ultrapassado.

O posicionamento do biorreator na entrada ou saída do processo poderia ser também feito em paralelo com a entrada e saída convencionais do processo, de forma que apenas uma parcela da vazão de entrada ou saída passasse pelo biorreator. No entanto, isso aumentaria consideravelmente o custo de instalação do equipamento.

Dessa forma, descartadas as opções acima, resta posicionar o equipamento no tanque de aeração do sistema convencional. O biorreator poderia ser posicionado submerso dentro no tanque ou do lado de fora, próximo do mesmo, e a escolha da melhor alternativa é apresentada mais à frente.

A determinação de que a melhor posição para o biorreator seria no tanque de aeração (esteja ele submerso ou não) ocorreu devido à simplicidade da instalação naquele local, não exigindo nenhuma alteração no sistema que já existe nas indústrias e à facilidade de manutenção do equipamento, que pode ser removido a qualquer momento enquanto o sistema convencional pode continuar operando normalmente. As duas vantagens provenientes da escolha desse local seriam então a facilidade de manutenção e a capacidade do equipamento de ser instalado basicamente em qualquer indústria sem necessidade de ser adaptado, visto que ele não precisa ser mecanicamente acoplado ao sistema convencional.

Definidos o modelo do biorreator e o local onde o mesmo seria acoplado foi preciso definir, ainda em entrevista, as necessidades do produto e características desejáveis no mesmo. O equi-

pamento deveria, acima de tudo, ser capaz de manter a temperatura em seu interior constante e igual a um valor pré-determinado para fazer com que o biocatalisador seja capaz de realizar as reações da maneira mais efetiva possível. O sistema deveria apresentar um fluxo de entrada e saída baixos o suficiente para possibilitar o tratamento do efluente, visto que é um processo demorado. O equipamento necessariamente deveria ser facilmente aberto, de modo a permitir a fácil limpeza e manutenção de seu interior.

A Figura 3.2 representa como o equipamento seria inserido no processo de tratamento por lodo ativado, independentemente do posicionamento do biorreator (submerso ou não).

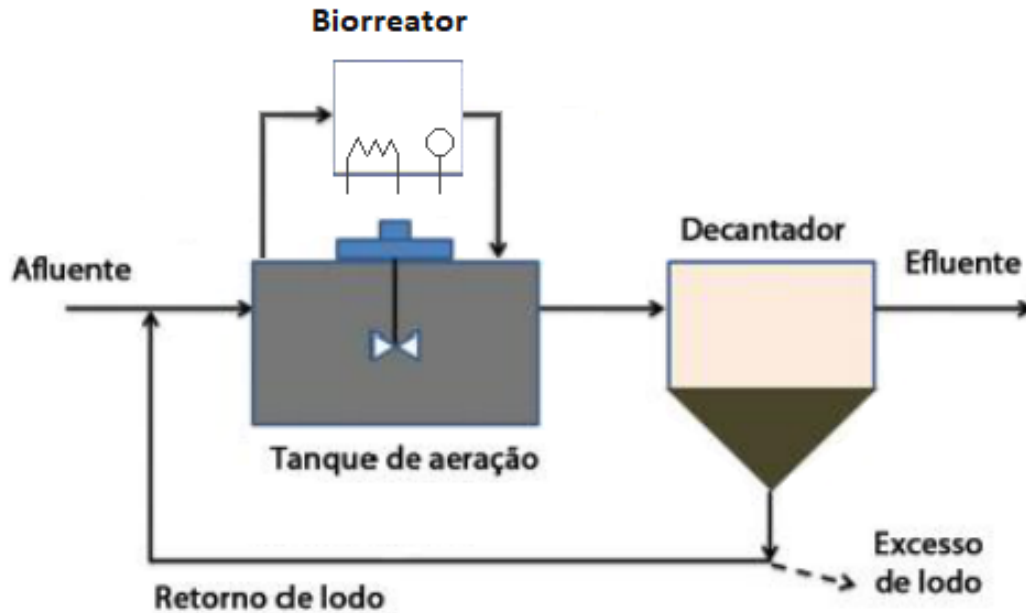


Figura 3.2: Fluxograma do sistema de lodo ativado com inclusão do Biorreator

Como característica desejável no sistema, mas não essencial para seu funcionamento, foi definido um sistema de inserção de biocatalisadores e/ou nutrientes enquanto o biorreator se mantém operacional, aumentando o tempo que ele consegue permanecer em operação sem ser desativado para manutenção;

Quanto a esses requisitos definidos mediante entrevista, foi desenvolvida uma lista com as características principais que definem o *layout* básico da estrutura do produto. Essa lista é apresentada na Tabela 3.1.

Como pode-se observar, o requisito RF01 é o único com prioridade alta por ser responsável direto pela eficiência do processo. Uma temperatura demasiado alta faria com que a cultura de biocatalisadores morresse, enquanto uma muito baixa tornaria o mesmo ineficiente. Como a faixa de temperatura na qual o biocatalisador opera de maneira ótima é bem reduzida, o controle de temperatura se torna essencial para este tipo de sistema.

Os requisitos RF02 e RF03 possuem prioridade média por serem dispensáveis para o funcionamento do equipamento, mas tendo a capacidade de otimizar ainda mais o processo de tratamento, ou tornar o equipamento mais prático. O RF04 possui prioridade baixa visto que o tempo necessário para a inserção de nutrientes e biocatalisadores seria bem pequeno e, dessa forma, o tempo que o biorreator permaneceria inoperante seria desprezível.

Tabela 3.1: Requisitos funcionais do MBR

Identificador	Descrição	Prioridade	Requisitos relacionados
RF01	O MBR deve possuir um sistema de controle de temperatura eficiente.	Alta	RF02
RF02	O equipamento deve possuir um fluxo de entrada/saída condizente com a velocidade das reações.	Média	
RF03	O MBR deve possibilitar a fácil manutenção de seu interior	Média	RF04
RF04	O MBR deve possuir um mecanismo que possibilite a inserção de nutrientes e/ou biocatalisadores enquanto em operação.	Baixa	RF03

3.2 Seleção da Membrana

Após selecionado o tipo de biorreator a ser projetado, o primeiro componente do equipamento a ser selecionado foi a membrana, visto que a mesma define a quantidade de biocatalisador que o sistema é capaz de conter e, conseqüentemente, interfere no dimensionamento de diversos subsistemas do equipamento, como a vazão de entrada e saída e volume interno do sistema.

Uma célula animal ou vegetal geralmente apresenta dimensões na faixa de 10 a $50\mu m$ enquanto bactérias são aproximadamente 10 vezes menores. Tendo essa informação em vista, de modo a imobilizar o biocatalisador e não permitir a entrada de outros organismos, a membrana a ser utilizada deve possuir poros com dimensão inferior a $1\mu m$.

A temperatura em Divinópolis é raramente inferior a $10^{\circ}C$ e superior a $34^{\circ}C$. Utilizando essa faixa levemente ampliada como fator de segurança, a membrana deve ser capaz de tolerar uma faixa de temperatura que varia de 5 a $40^{\circ}C$. De forma semelhante, a membrana deve ser capaz de resistir a meios ácidos e básicos, visto que o pH do meio depende do processo da indústria.

Tendo em vista estes fatores, e com o auxílio do coorientador, optou-se por uma membrana feita do material PVDF (Fluoreto de Polivinilideno), que é um plástico altamente utilizado na indústria química por possuir excelente resistência a agentes químicos, à abrasão e a impactos. As informações mais relevantes acerca de alguns modelos de membrana com esse material podem ser visualizadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Tabela comparativa entre algumas membranas de PVDF

Modelo	MBR-PVDF-4.5	MBR-PVDF-10	MBR-PVDF-16
Comprimento	750mm	980mm	1500mm
Largura	530mm	650mm	850mm
Diâmetro dos tubos	25mm	32mm	40mm
Diâmetro dos poros	$0.1\mu m$	$0.1\mu m$	$0.1\mu m$
Faixa de temperatura de operação	$5 - 45^{\circ}C$	$5 - 45^{\circ}C$	$5 - 45^{\circ}C$
Faixa de tolerância ao pH	2 - 12	2 - 12	2 - 12

Como pode-se observar pelos dados da tabela, os três modelos apresentados satisfazem as necessidades impostas pelo processo, então o modelo MBR-PVDF-4.5, observado na Figura 3.3, foi escolhido por possuir dimensões reduzidas, diminuindo o tamanho mínimo necessário para a estrutura do biorreator. Os modelos de membrana apresentados são da empresa *YOUBER*, que se mostrou a mais acessível para consulta a preços, apresentando um preço menor do que os modelos encontrados no mercado nacional.

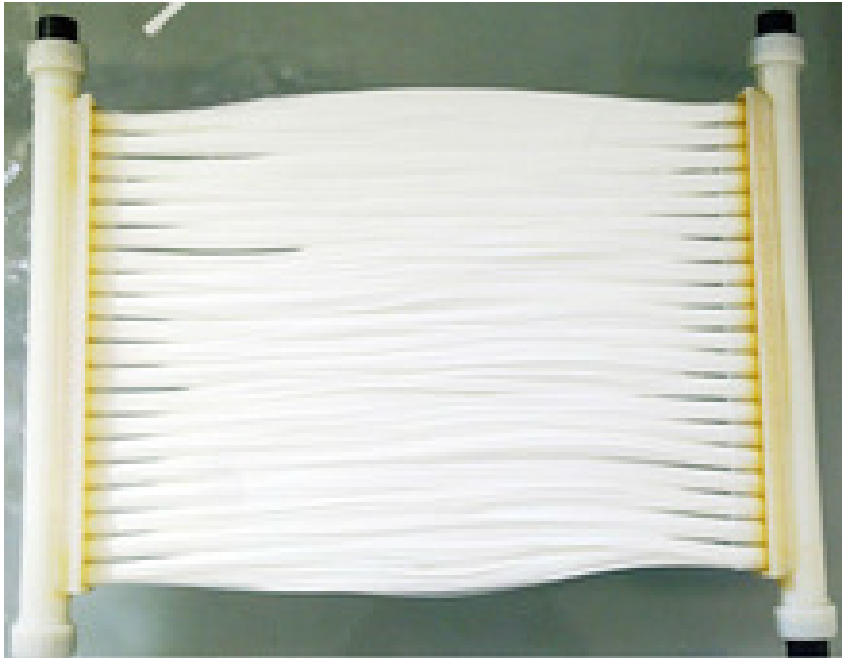


Figura 3.3: Membrana oca MBR-PVDF-4.5

É possível notar que as diversas membranas dentro das quais o biocatalisador permanecerá são paralelas umas às outras e são conectadas a dois tubos, normalmente utilizados para retirada do efluente tratado.

3.3 Dimensionamento básico da estrutura

O dimensionamento da estrutura foi todo feito tendo como base a membrana a ser utilizada, informações encontradas na literatura, e auxílio do coorientador. Um problema encontrado nessa etapa foi a ausência de biorreatores do mesmo tipo para aplicações semelhantes, pois a maioria dos encontrados na literatura se destinam a aplicações que exigem tamanho reduzido, diferentemente da presente. Outra dificuldade encontrada foi o número reduzido de informações acerca do biocatalisador a ser utilizado, visto que o mesmo ainda está sendo estudado. Desta forma, alguns parâmetros como velocidade de reação não se encontravam disponíveis.

Com a escolha da membrana, visto que a mesma é o maior elemento presente na parte interna do biorreator, foi possível definir as dimensões iniciais do sistema, que podem ser observadas na Figura 3.4.

O esquemático representa as dimensões internas do equipamento, no qual a membrana estará acoplada em uma posição central, possuindo uma distância das paredes para evitar obstruções

do fluxo devido a algum tipo de entupimento que possa ocorrer pela presença de partículas sólidas.

O biorreator deveria possuir um volume interno suficientemente grande para ser realmente capaz de provocar uma melhoria quando acoplado ao sistema de tratamento convencional, e não tão grande de forma que suas dimensões não fossem um empecilho para sua utilização. A estação de tratamento de uma pequena indústria, por exemplo, poderia não ter espaço suficiente para posicionamento do biorreator caso o mesmo fosse deveras grande.

As dimensões foram determinadas então de acordo com as dimensões da membrana selecionada, presentes na Tabela 3.2 e com auxílio do coorientador, visto que o volume interno interfere diretamente no processo de biorreação, já que influencia na quantidade de nutrientes e oxigênio presente para que os biocatalisadores consigam realizar o tratamento.

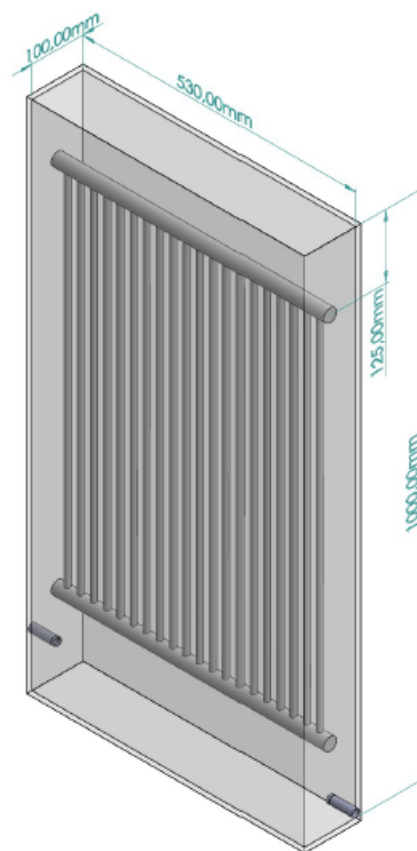


Figura 3.4: Esquemático do biorreator com membranas

Como pode-se observar na Figura 3.4, o biorreator possui dimensões $1000\text{mm} \times 530\text{mm} \times 100\text{mm}$ e possui um volume interno de $53L$, desconsiderando o espaço ocupado pela membrana e demais elementos internos do sistema, que é pequeno o suficiente para não impactar nesse número. Esse volume total é muito pequeno quando comparado com o tanque de aeração, que chega a milhares de litros, mas as dimensões são pequenas o suficiente de forma que, se necessário, possam ser utilizados vários biorreatores, de forma a otimizar ainda mais o processo de tratamento.

3.4 Manutenção/Tampa

De forma a possibilitar a fácil manutenção do equipamento, como remoção da biomassa acumulada ou substituição dos biocatalisadores, é necessário que o biorreator possa ser aberto, de forma que seu interior esteja facilmente acessível.

Considerando as duas formas de posicionamento possíveis para o biorreator, que seria submerso no tanque de aeração, ou próximo do mesmo, tem-se que uma dessas alternativas tornaria o processo de manutenção bem mais simples e prático do que a outra.

Caso o biorreator esteja submerso, a manutenção se torna um processo mais complexo, pois o biorreator deve ser completamente removido do tanque para que a manutenção seja efetuada. Se o mesmo for posicionado no exterior do tanque, a manutenção se torna extremamente mais simples. No entanto, a escolha do melhor local para posicionamento do biorreator deve levar em conta não somente isso, mas também outros fatores, como as perdas para o ambiente.

Independentemente do posicionamento do biorreator no processo, o sistema escolhido para possibilitar a manutenção do equipamento de forma prática foi fixar todos os elementos (sensores e atuadores) internos do sistema na parte superior do mesmo.

Dessa forma, para efetuar a manutenção, bastaria remover a parte superior do biorreator, com todos os elementos sensores e atuadores fixados, e restaria apenas a membrana, que poderia então ser removida completa ou parcialmente para a substituição dos biocatalisadores. Com a remoção da membrana seria então possível remover toda a biomassa que estaria acumulada na parte inferior do equipamento.

3.5 Escolha da bomba

Para dimensionamento do sistema de bombeamento de um biorreator convencional, seria necessário conhecer o tempo que o mesmo leva para tratar um determinado volume, ou seja, a velocidade de reação do biocatalisador, visto que na saída do mesmo o efluente deveria estar completamente tratado. No presente caso, como o efluente irá retornar para o tanque de aeração, o tempo que o mesmo permanece no equipamento não é de grande importância para o processo. Sendo assim, a única restrição para a vazão de entrada e saída seria que a mesma não pode ser muito elevada, pois dessa forma o sistema de aquecimento teria que injetar no equipamento muito mais energia para manter a temperatura constante, gerando um gasto desnecessário. Devido a essas considerações o fluxo de entrada e saída foi determinado como sendo 5% do volume máximo por hora, o que equivale a $2.65L/h$ ou $44ml/min$.

Como o sistema de bombeamento permanecerá em operação durante longos intervalos de tempo, a bomba utilizada deveria possuir uma vazão máxima bem maior que a vazão a ser utilizada, ou seja, deveria ser superdimensionada de modo a não trabalhar perto de sua capacidade máxima para possuir uma vida útil maior. Foi determinado então que o sistema de bombeamento deveria possuir uma vazão máxima de, no mínimo, o dobro do fluxo determinado, ou seja, $88ml/min$. A bomba selecionada deve também ser capaz de operar em temperaturas de 5 a $40^{\circ}C$.

Existem diversos tipos de bomba, como submersível, centrífuga, injetora e peristáltica. A

maioria dos modelos de bomba tem como foco a alta vazão, ou uma baixa vazão com alta pressão, mas para o biorreator em questão, isso não é necessário. Outro problema dos sistemas de bombeamento convencionais é o fato de que o fluido bombeado possui uma grande concentração de biomassa, o que geraria diversos problemas no sistema de bombeamento. Isso faria com que houvesse a necessidade de manutenção do sistema de bomba com uma frequência elevada.

A bomba escolhida foi uma bomba peristáltica devido à ampla utilização da mesma em processos químicos ou quando o fluido bombeado possui uma grande quantidade de partículas sólidas, como é o caso. Como as bombas peristálticas não entram em contato direto com o fluido, as mesmas não sofrem desgaste devido ao fluido, partículas presentes no mesmo ou demais contaminantes. A manutenção de uma bomba peristáltica é um processo extremamente prático e rápido, bastando realizar a troca ou limpeza da mangueira.

Determinados o tipo de bomba a ser utilizada e os requisitos quanto a vazão e faixa de temperatura de trabalho, foram pesquisados diversos modelos de bomba peristáltica, e um deles se apresentou ideal pelo custo reduzido e cumprimento dos requisitos de desempenho apresentados. Foi selecionado então a bomba de modelo AB11 da empresa usinainfo que possui uma faixa de fluxo elevada, podendo operar em temperaturas de até 40°C , e apresenta um preço reduzido, na mesma faixa de bombas semelhantes mas que apresentam faixas de operação menores. Os parâmetros operacionais da bomba de modelo escolhido podem ser vistos na Tabela 3.3.

Tabela 3.3: Parâmetros operacionais da bomba AB11 (usinainfo)

Modelo	AB11
Alimentação	DC 12V
Corrente	80mA
Diâmetro dos tubos	25mm
Temperatura de trabalho	0-40°C
Faixa de fluxo	0-100 ml/min
Dimensões totais	66x56mm
Peso	86g
Preço	R\$79,80

A bomba peristáltica AB11, como as demais bombas peristálticas, consiste em um motor que aciona três *Rollers* que impulsionam o fluido que passa pela mangueira de silicone. Ela ainda possui facilidade de integração com plataformas micro-controladas, como Arduino e Raspberry Pi, e outra vantagem do uso deste tipo de bomba é que o fluido bombeado entra em contato com a mangueira de silicone, não contaminando a bomba nem sendo contaminado pela mesma.

3.6 Escolha do sensor

Um sensor de temperatura consiste em um dispositivo que transforma um valor determinado de temperatura em um valor de tensão que pode ser então, mensurado. Existem diversos tipos de sensores de temperatura, como termômetros de vidro, termômetros bimetálicos, termistores,

termopares e termorresistências, sendo que os mais utilizados no meio industrial são os dois últimos.

Termopares conseguem mensurar faixa maior de temperatura e apresentam uma exatidão menor do que a das termo-resistências, que por sua vez apresentam alta repetibilidade mas são elementos muito frágeis. Como em aplicações de controle a precisão do sistema de medição tem um grande impacto em sua eficiência, optou-se por utilizar uma termo-resistência.

Este tipo de sensor consiste basicamente em uma sonda composta por um condutor metálico que sofre alterações em sua resistência de acordo com a temperatura. Pode ser facilmente utilizado em conjunto com uma plataforma micro-controlada.

Os requisitos para a termo-resistência seriam apenas a faixa de temperatura de leitura, que deveria impreterivelmente que conter a faixa de 5 a 40°C, e sua precisão, que deveria ser a maior possível, para possibilitar ao sistema de controle uma resposta com o mínimo de erros. Dentre todos os modelos e marcas analisados, todos cumpriram o primeiro requisito, sendo capazes de ler a faixa de temperatura de 5 a 40°C, e apresentavam uma precisão variando entre 0.1°C e 1°C.

3.7 Escolha do atuador

Para definição dos atuadores responsáveis por controlar a temperatura do biorreator, é importante notar que, devido ao fato do *setpoint* se encontrar dentro da faixa de temperaturas possíveis na microrregião de Divinópolis, se faz necessário que o atuador seja capaz de resfriar ou aquecer o sistema de acordo com a necessidade.

Visto que o propósito da malha de controle é manter a temperatura interna do reator igual à referência, 27°C, o atuador deve, no mínimo, ser capaz de fornecer (ou remover) uma quantidade de energia igual às perdas presentes no sistema em um dado instante de tempo. Dessa forma, para determinar a potência requerida para os atuadores, é necessário estimar o valor das perdas do sistema. Para a escolha do tipo de atuador, é necessário também definir como o biorreator será posicionado no sistema, se o mesmo se encontrará submerso ou não.

3.7.1 Considerações sobre o tipo atuador

Tanto para aquecer quanto para resfriar o sistema, existem inúmeros tipos de sistema de atuação, após uma breve análise dos mesmos, a maioria das opções foi descartada por dificultar a implementação do equipamento na indústria, aumentar a complexidade do sistema e seu custo.

Foram consideradas então três opções de sistema de atuação, a primeira seria utilizar diversas placas de peltier acopladas ao biorreator, sendo estas responsáveis tanto pelo aquecimento quanto pelo resfriamento do sistema.

Essa opção tornaria o sistema mais simples, por possuir apenas um tipo de atuador. No entanto, para que as placas transmitam calor propriamente, é necessário que haja um dissipador de calor devidamente posicionado na extremidade da placa para a qual o calor está sendo transmitido. A ausência do dissipador faz com que a transferência de calor efetuada pela placa de peltier seja menos eficiente.

Caso o biorreator se encontrasse submerso, outro problema do uso das placas de peltier, seria o acúmulo gradual de biomassa nos dissipadores. Esses resíduos tornariam o dissipador cada vez mais ineficiente, podendo causar danos na placa de peltier.

O segundo método seria o uso de uma termoresistência posicionada no interior do biorreator para aquecimento, e utilizar placas de peltier posicionadas na lateral do biorreator de forma a resfriar o sistema, transmitindo calor para o ambiente.

Um problema presente nestes dois métodos é o fato de que, no local onde as placas de peltier forem posicionadas, não haveria uma camada de isolante, como no restante do sistema, o que causaria um aumento das perdas do biorreator devido à condução.

A terceira opção de sistema de atuação seria o uso de um tanque de água externo ao biorreator, e não-submerso. Nesse tanque seriam posicionadas placas de peltier, com dissipadores, e o líquido do tanque seria resfriado e então bombeado para o biorreator, de forma a reduzir a temperatura interna do mesmo. Esse sistema seria então responsável pelo resfriamento, enquanto uma termoresistência posicionada no interior do biorreator seria responsável pelo aquecimento.

Esse método aumentaria a complexidade do sistema, pois seria necessária uma nova malha de controle de forma a regular a temperatura deste tanque. Também haveria um atraso no sistema de resfriamento devido ao tempo que o líquido frio levaria para chegar até o biorreator. Esse atraso seria variável, pois dependeria diretamente da vazão da bomba, ou seja, do sinal de controle. Quanto maior o valor do sinal de controle, menor seria o atraso.

Além disso, o uso de um reservatório contendo o líquido frio faria necessário que houvesse um novo sistema de isolamento, de forma a minimizar o gasto energético do sistema de resfriamento, o que novamente aumentaria o custo do sistema.

Dessa forma, foi determinado que o sistema de atuação para aquecimento e resfriamento do biorreator seja o segundo método analisado, ou seja, o uso de uma termoresistência no interior do biorreator para aquecimento e placas de peltier, devido às diversas considerações realizadas e desvantagens dos demais métodos.

3.7.2 Projeto dos Atuadores e Sistema de Isolamento

Em um sistema térmico como o biorreator, foi considerado que as perdas consistirão na transferência de calor entre o sistema e o ambiente através da radiação, convecção e condução.

Devido à pequena diferença de temperatura existente entre o biorreator e o ambiente, mesmo nos piores casos analisados, as perdas devido à radiação são desprezíveis, quando comparadas com as perdas devido à condução e convecção e, portanto, serão desconsideradas.

Para calcular então as perdas devido a convecção e condução, se faz necessário que seja calculada a resistência térmica equivalente do sistema quanto à transferência de calor por condução e convecção que cada uma das paredes do sistema.

Para o cálculo da resistência térmica de convecção deve ser obtido o coeficiente convectivo do sistema. O coeficiente convectivo, por depender de diversas variáveis, como a geometria da superfície e as propriedades do fluido, não pode ser facilmente obtido na presente aplicação. Como a literatura estipula o coeficiente de convecção natural para água líquida como sendo algum valor entre 20 e $100W/m^2 \cdot K$, e como as propriedades do fluido não podem ser facilmente determinadas, adotou-se o maior valor possível.

Deve-se também levar em conta que o biorreator não ficará completamente submerso, sendo que sua face superior estará em contato com o ar, e não com a água. O coeficiente de convecção natural do ar, possuindo algum valor entre 5 e $30W/m^2 \cdot K$ foi adotado como sendo $30W/m^2 \cdot K$ para as paredes do equipamento em contato com o ar.

Dessa forma, considerando que o sistema se encontra parcialmente submerso, com apenas a superfície superior em contato com o ar, ainda sem a presença de uma camada de isolamento, e considerando a temperatura ambiente como $5^\circ C$, as perdas totais do sistema equivalem a $1123.9W$.

Considerando o posicionamento do reator de fora do tanque de aeração, o equipamento estaria agora em um meio cujo fluido é o ar, então o coeficiente convectivo foi adotado como sendo igual a $30W/m^2 K$. Considerando também que, nessa situação, a face inferior do biorreator estaria em contato com o chão, não haveria transferência de calor por convecção nessa face. As perdas do sistema, nesse caso, ainda sem a presença de uma camada de isolamento, e considerando a temperatura ambiente como $5^\circ C$, equivalem a $654.3W$.

Projeto do sistema de isolamento

Após o cálculo das perdas do sistema, para os casos nos quais o mesmo se encontra submerso e não-submerso, faz-se necessário o projeto de uma camada de material isolante de forma a diminuir ainda mais a taxa de transferência de calor entre o biorreator e o ambiente, de forma a minimizar os gastos com a atuação para vencer essas perdas. Foi determinado então uma taxa de transferência de calor máxima entre o biorreator o ambiente de $50W$.

A taxa de transferência de calor através de cada face do equipamento é dada por:

$$Q = \frac{\Delta T}{\frac{1}{h_1 A} + \frac{x_v}{k_v A} + \frac{x_i}{k_i A} + \frac{1}{h_2 A}} \quad (3.1)$$

sendo:

- ΔT a diferença entre a temperatura interna e externa,
- x_v a espessura da camada de vidro,
- k_v a condutividade térmica do vidro,
- A a área da face,
- x_i a espessura da camada de isolamento,
- k_i a condutividade térmica do material isolante,
- h_1 o coeficiente convectivo da superfície interna do biorreator, e
- h_2 o coeficiente convectivo da superfície externa do biorreator.

Determinando então uma taxa de transferência de calor máxima como sendo igual a $50W$, foram calculadas espessuras de diversos materiais isolantes tanto para o caso no qual o sistema está submerso quanto para o caso no qual o mesmo não se encontra submerso.

Tabela 3.4: Tabela comparativa de diversos materiais isolantes

Material	k (W/mK)	x calculado (mm)
Chapas de fibra de madeira	0.033	20
Cimento celular leve	0.070 a 0.120	40-65
Cortiça expandida pura	0.041	25
Cortiça granulada	0.058 a 0.080	35-45
Fibras de vidro	0.030	20
Folhas de papel corrugado	0.038	25
Poliuretano	0.021 a 0.033	15-20
Poliestireno (15 a 30 kg/m ³)	0.029 a 0.047	20-30
Resinas fenólicas	0.030	20
Vermiculite agregada ao cimento	0.070 a 0.100	20-55

A Tabela 3.4 apresenta os valores de espessura calculados. Deve-se notar que as espessuras foram determinadas selecionando o menor valor comercial que faz com que a taxa de transferência de calor entre o biorreator e o ambiente seja inferior a $50W$.

As espessuras encontradas tanto para o sistema submerso quanto para o sistema não-submerso foram as mesmas, no entanto, para o caso no qual ambas as configurações possuem exatamente a mesma camada de isolamento, o sistema submerso apresenta uma taxa de transferência de calor entre 3 e 5% maior do que o sistema não-submerso.

Analisando os dois sistemas com a mesma camada de isolamento, o consumo de energia mínimo para que o atuador do sistema submerso vença as perdas, para o caso analisado, seria 3 – 5% vezes o consumo mínimo para o sistema não-submerso.

Considerando as análises feitas na Subseção 3.7.1 sobre o posicionamento do biorreator no processo industrial, e considerando a diferença no consumo de energia entre o caso no qual o sistema se encontra submerso e quando o mesmo se encontra não-submerso, foi definido que o equipamento seria posicionado externo ao tanque de aeração, ou seja, não-submerso.

O sistema não-submerso apresenta menos perdas e uma maior facilidade de manutenção, possibilitando a fácil limpeza, ou a remoção e a inserção de novos biocatalisadores no processo.

Após definido que o sistema será posicionado externo ao tanque de aeração, o sistema de isolamento foi escolhido então com base na Tabela 3.4. Dentre os materiais isolantes presentes na tabela, foi escolhido o Poliestireno, que apresenta um custo baixo, fácil acessibilidade e fácil manuseabilidade.

Como a condutividade térmica no poliestireno se encontra em uma faixa, a espessura do mesmo, de acordo com o projeto, se encontraria entre 20 e 30mm, assumindo-se que o mesmo possui a maior condutividade térmica na faixa, o sistema de isolamento será então composto por uma camada de 30mm de poliestireno, e sua condutividade térmica considerada igual a $0.047W/mK$.

O esquemático do biorreator, com a camada de isolamento de 30mm de poliestireno pode ser observado na Figura 3.5. Nessa figura, foi realizado um corte na face frontal do equipamento, de forma que a membrana possa ser vista no interior.

Considerando-se a situação na qual a temperatura ambiente é igual a $40^{\circ}C$, na qual haverá a

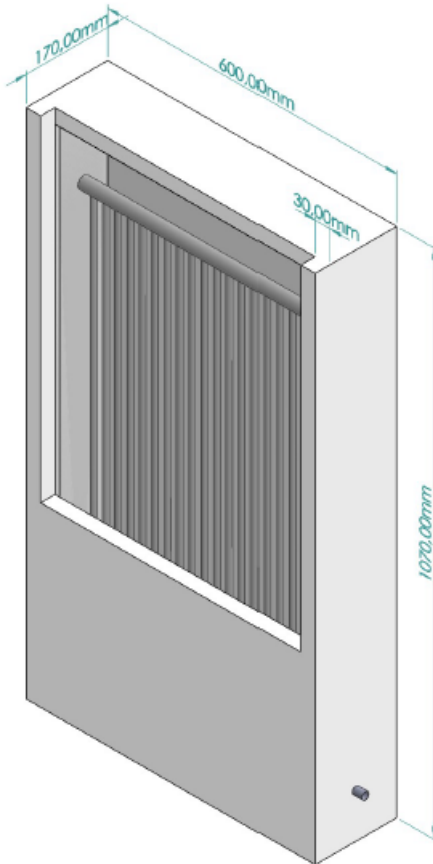


Figura 3.5: Esquemático do biorreator com membranas com sistema de isolamento

maior diferença entre a temperatura do biorreator e a ambiente e a maior taxa de transferência de calor do ambiente para o biorreator. Para este caso, o sistema, já com a camada de isolamento, possui uma taxa de transferência de $Q = 26.25W$.

3.7.3 Potência dos Atuadores

Com as perdas calculados para os extremos na faixa de temperatura considerada, a taxa de transferência de calor devido a condução e convecção foi iguais a $25.87W$ com a temperatura externa igual a $40^{\circ}C$, e $43.77W$ com a temperatura externa igual a $5^{\circ}C$.

Deve-se também considerar as perdas devido à vazão de entrada e saída. Essas perdas equivalem a $9.25W$ quando a temperatura externa igual a $40^{\circ}C$, e $15.65W$ com a temperatura externa igual a $5^{\circ}C$.

Dessa forma, o atuador de aquecimento deve ser capaz de fornecer, no mínimo, $59.42W$, enquanto o atuador para resfriamento deve ser capaz de fornecer $35.12W$.

Para que o sistema de controle possua uma margem para atuar sem que o sinal de controle se sature, a potência exigida dos atuadores deve ser consideravelmente maior do que a potência mínima exigida para vencer as perdas.

Dessa forma, definiu-se que a potência máxima dos atuadores seja igual a $1000W$, de forma que a potência necessária para igualar a taxa de transferência de calor entre o biorreator e o

ambiente seja pequena em comparação com a potência máxima, e o sistema de controle possui por volta de $940W$, no mínimo, para atuar no aquecimento do sistema, desconsiderada a energia para vencer as perdas, enquanto o sistema de resfriamento possui por volta de $965W$ restantes para atuação.

3.8 Modelagem

Conhecendo os diversos parâmetros do presente sistema, é possível obter o modelo do mesmo através das leis físicas que regem o sistema. Em relação ao controle de temperatura, o biorreator apresenta o mesmo comportamento de um tanque de aquecimento, cujo esquemático pode ser observado na Figura 3.6.

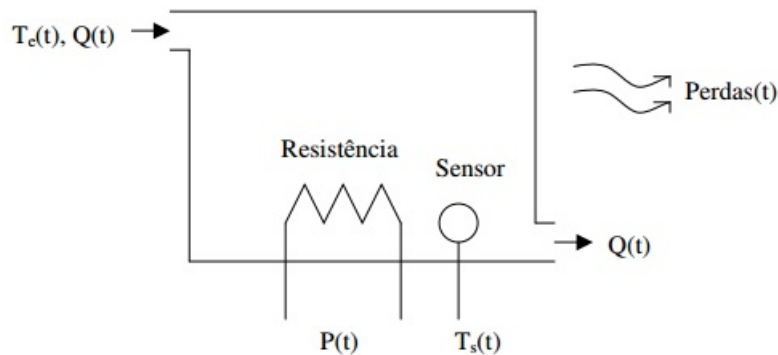


Figura 3.6: Representação esquemática de um tanque de aquecimento (Adaptado de: Cerchiaro [2006])

Como pode-se observar, o tanque, assim como o biorreator projetado, apresenta uma vazão de entrada e saída, um sensor para aferição da temperatura e uma resistência de aquecimento.

A temperatura de entrada do fluido no tanque, no caso do biorreator, é igual à temperatura externa e a temperatura de saída é igual à interna. As perdas, já calculadas, equivalem à taxa de calor transferida do equipamento.

Após a definição de como o sistema deve operar, um primeiro modelo do biorreator pode ser gerado para se avaliar a dinâmica do sistema. Ogata [2001] apresenta a equação que rege sistemas do tipo, utilizando balanço de energia. A equação diferencial obtida é:

$$P(t) + L(t) + \rho c \frac{Q}{6 \cdot 10^7} [T_e(t) - T_s(t)] = \rho c V \frac{dT_s(t)}{dt} \quad (3.2)$$

O valor 6×10^7 é responsável por converter a vazão para m^3/s . Com essa EDO, é possível analisar o sistema de duas formas diferentes, considerando-se a vazão de entrada e saída constantes ou desconsiderando a existência desta vazão. Essa segunda análise só é possível devido ao valor extremamente reduzido de vazão do sistema e, neste caso, a entrada/saída de fluido seria vista pelo sistema como uma perturbação.

O terceiro termo da equação (3.2) corresponde às perdas do sistema referente à vazão de entrada e saída, enquanto o termo $L(t)$ corresponde as perdas por radiação, convecção e condução, e demais perdas não consideradas. Dessa forma, inicialmente foram desconsideradas todas as perdas presentes no sistema, e a equação diferencial ordinária se torna então:

$$P(t) = \rho c V \frac{dT_s(t)}{dt} \quad (3.3)$$

Utilizando então a ferramenta da Transformada de Laplace na equação (3.3) para obter a função de transferência do sistema, tem-se:

$$\frac{T_s(s)}{P(s)} = G_1(s) = \frac{1}{\rho c V} \frac{1}{s} \quad (3.4)$$

Como pode-se observar, nesse caso, a função de transferência do sistema é tipo 1, ou seja, o processo apresenta um integrador puro, o que faz com que o mesmo, em malha aberta, apresente uma resposta rampa para uma entrada degrau.

Este sistema apresenta então a característica de ser estável em malha fechada para qualquer valor de ganho proporcional, sendo sua única limitação, a potência máxima dos sistemas de atuação.

Desconsiderando então o termo $L(t)$, mas considerando a vazão de entrada e saída, e aplicando a ferramenta da Transformada de Laplace, obteve-se:

$$P(s) + K_1[T_e(s) - T_s(s)] = K_2 s T_s(s) \quad (3.5)$$

Por questões de simplificação, e visto que essas constantes são recorrentes ao longo do texto, decidiu-se declarar:

$$K_1 = \rho c \frac{Q}{6 \times 10^7}$$

$$K_2 = \rho c V$$

Reorganizando, tem-se que:

$$(K_2 s + K_1) T_s(s) = P(s) + K_1 T_e(s) \quad (3.6)$$

Percebe-se, pela equação (3.12), que a saída do sistema é afetado tanto por $P(s)$, que é a potência fornecida pelo atuador, quanto pela temperatura externa $T_e(s)$. Nesse caso, a temperatura externa foi tratada como uma perturbação e, dessa forma, a função de transferência que relaciona a entrada e a saída do sistema é dada por:

$$\frac{T_s(s)}{P(s)} = G_2(s) = \frac{1}{K_2 s + K_1} \quad (3.7)$$

A função de transferência dada pela equação (3.7), como pode-se perceber, é uma equação de primeira ordem, tipo 0, ou seja, possui apenas um pólo real não-nulo. A função de transferência não possui zeros.

Substituindo K_1 e K_2 na equação (3.7), e realizando manipulações matemáticas, obteve-se:

$$G_2(s) = \frac{\frac{6 \times 10^7}{\rho c Q}}{\frac{6 \times 10^7 V}{Q} s + 1} \quad (3.8)$$

Dessa forma, comparando a função de transferência da equação (3.8) com a forma padrão de uma função de transferência de primeira ordem, sem zeros e sem atraso, sabe-se que a constante de tempo do sistema τ e o ganho de regime permanente K são dados por:

$$\tau = \frac{6 \times 10^7 V}{Q} \text{segundos}$$

$$K = \frac{6 \times 10^7}{\rho c Q} \text{°C/W}$$

Como pode-se perceber, a constante do tempo do sistema depende apenas do volume interno do biorreator e da vazão de entrada e saída. Como o fluido presente no biorreator não é água pura, os valores de ρ e c não são precisamente conhecidos, mas considerou-se que, apesar das impurezas, as características físicas do fluido se aproximam da água.

De forma a aumentar a verificar a robustez do controlador projetado, testes foram realizados variando esses valores dentro de uma faixa de forma a verificar a influência dos mesmos na ação do controlador. No entanto, conforme analisado, a constante de tempo do sistema independe desses valores, apenas o ganho em regime permanente irá variar.

Conforme pode-se analisar na equação (3.12), a relação entre perturbação e saída do sistema será dada por:

$$\frac{T_s(s)}{T_e(s)} = \frac{K_1}{K_2 s + K_1} \quad (3.9)$$

Analisando a função de transferência representada na equação (3.9), nota-se que o ganho de regime permanente do sistema é unitário, uma característica já esperada, visto que a presença de trocas de calor entre o biorreator e o ambiente faz com que, após uma quantidade determinada de tempo, a temperatura interna se iguale à temperatura externa.

A constante de tempo da equação (3.9) é exatamente igual à constante de tempo da equação (3.7), e dessa forma, também independe de ρ e c . Como pode-se perceber, a equação (3.9) é completamente independente dos valores de ρ e c .

E finalmente, o último modelo foi obtido considerando tanto as perdas devido à vazão de entrada e saída quanto aos processos de radiação, convecção e condução.

O termo $L(t)$ presente na equação (3.2), pode ser escrito em termos da taxa de transferência de calor via radiação, convecção e condução que, por sua vez, dependem diretamente da temperatura interna do biorreator e da temperatura ambiente. Como previamente calculado, as perdas devido à radiação são desprezíveis quando comparadas às provenientes dos processos de condução e convecção, dessa forma, serão desconsideradas. As perdas podem então ser escritas como:

$$L(t) = \frac{\Delta T}{\frac{1}{h_1 A} + \frac{x_v}{k_v A} + \frac{x_i}{k_i A} + \frac{1}{h_2 A}} = K_3 \Delta T \quad (3.10)$$

Tabela 3.5: Grandezas do processo

Variável	Símbolo	Valor	Unidade
Densidade do fluido	ρ	997	kg/m^3
Calor específico do fluido	c	4186	$J/kg \cdot K$
Volume interno do reator	V	0.053	m^3
Vazão de entrada e saída	Q	44	m^3/s
Coefficiente convectivo	h	30	W/m^2K
Área superficial do reator	A	1.366	m^2
Condutividade térmica do poliestireno	K_i	0.047	$W/m \cdot K$
Espessura da camada de poliestireno	x_i	0.015	m
Condutividade térmica do vidro	K_v	0.8	$W/m \cdot K$
Espessura da camada de vidro	x_v	0.005	m
Constante utilizada na modelagem (1)	K_1	0.7311	$J/s \cdot K$
Constante utilizada na modelagem (2)	K_2	5.2841×10^4	J/K
Constante utilizada na modelagem (3)	K_3	1.99	$J/s \cdot K$

Dessa forma, as perdas são diretamente proporcionais à diferença entre a temperatura interna do biorreator e a temperatura ambiente, sendo a constante de proporcionalidade dependente dos valores do coeficiente convectivo, a área superficial do equipamento e a espessura e condutividade térmica do vidro e do material isolante (poliestireno). A constante A representa a área superficial de todo o equipamento, enquanto a constante A_1 se refere à área superficial desconsiderando a superfície inferior do biorreator.

Substituindo a equação (3.10) na equação (3.2) e aplicando a ferramenta da transformada de Laplace, tem-se que:

$$P(s) + K_3[T_e(s) - T_s(s)] + K_1[T_e(s) - T_s(s)] = K_2sT_s(s) \quad (3.11)$$

Reorganizando a equação, obtém-se:

$$(K_2s + K_1 + K_3)T_s(s) = P(s) + (K_1 + K_3)T_e(s) \quad (3.12)$$

De maneira análoga ao que foi feito anteriormente, e considerando a temperatura ambiente como uma perturbação, a função de transferência que relaciona entrada e saída é dada por:

$$\frac{T_s(s)}{P(s)} = G_3(s) = \frac{1}{K_2s + K_1 + K_3} \quad (3.13)$$

Foram obtidos então três modelos para o sistema, sendo que o primeiro, dado pela equação (3.4) desconsidera todas as perdas, o segundo, na equação (3.7) considera apenas as perdas geradas pela vazão de entrada e saída e o último considera também as perdas por condução e convecção, e é dado pela equação (3.13).

3.8.1 Tabela de variáveis

Com essas variáveis, as funções de transferência obtidas para o sistema são dadas por:

$$G_1(s) = \frac{1}{5.284 \times 10^4 s} \quad (3.14)$$

$$G_2(s) = \frac{1}{5.284 \times 10^4 s + 0.7311} \quad (3.15)$$

$$G_3(s) = \frac{1}{5.284 \times 10^4 s + 2.721} \quad (3.16)$$

3.9 Projeto dos controladores

Nessa seção é descrita a metodologia utilizada para a obtenção de diversos controladores, fazendo uso dos modelos já obtidos e técnicas de projeto de controladores.

3.9.1 Desempenho desejado do sistema controlado

Como a dinâmica da temperatura interna do biorreator é extremamente lenta, o sistema de controle deve ser capaz de acelerar a dinâmica do sistema de forma que o mesmo atinja o *set-point* rapidamente. Deve-se também levar em conta que, caso se deseje uma dinâmica demasiado rápida, o sinal de controle exigido dos atuadores será proporcionalmente grande, podendo gerar problemas de saturação.

Dessa forma, determinou-se um tempo de acomodação, para o critério dos 2% de 2 minutos, de forma a possuir uma dinâmica rápida que ao mesmo tempo não exigisse muito dos atuadores. Foi definido também que o sistema não tivesse um *Overshoot*, visto que isso é indesejado na maioria dos sistemas térmicos, pois gera um desperdício de energia. A existência do *Overshoot* faria com que, por exemplo, em determinados momentos, mesmo com uma temperatura ambiente menor que o *set-point*, o biorreator estivesse sendo resfriado.

Como todos os modelos encontrados para o sistema são de primeira ordem, sem atraso, foi definida então uma função de transferência de malha fechada desejada de segunda ordem, com um pólo posicionado de forma que $T_s = 120s$ e o segundo sendo dez vezes mais rápido, de forma a não interferir na dinâmica do sistema. A função de transferência desejada para o sistema controlado é dada então por:

$$G_d(s) = \frac{1}{90s^2 + 33s + 1} \quad (3.17)$$

3.9.2 Método da Síntese Direta

No caso de um sistema em malha fechada, com um controlador em seu ramo direto, sua função de transferência é dada pela equação (2.3).

O método da síntese direta, como descrito na Seção 2.5.1, consiste em determinar uma função de transferência de malha fechada com o desempenho desejado, e utilizar a equação (2.3) para determinar a função de transferência do controlador para que isso ocorra.

Dessa forma, utilizando o desempenho desejado para o sistema, descrito na Subseção 3.9.1, obteve-se a função de transferência de malha fechada desejada, que é uma função de segunda

ordem como um pólo dominante com a constante de tempo de 30s e um segundo pólo 10 vezes mais rápido. Dessa forma, a função de transferência desejada é de segunda ordem, apresentando ganho unitário de regime permanente e dois pólos reais distintos, e é dada por:

$$G_d(s) = \frac{1}{90s^2 + 33s + 1} \quad (3.18)$$

Utilizando então o método da síntese direta, foram utilizados os três modelos obtidos para a obtenção de três controladores, sendo os mesmos dados por:

$$C_1(s) = \frac{587.12}{s + 0.3667} \quad (3.19)$$

$$C_2(s) = \frac{587.12(s + 1.384 \times 10^{-5})}{s^2 + 0.3667s} \quad (3.20)$$

$$C_3(s) = \frac{587.12(s + 5.15 \times 10^{-5})}{s^2 + 0.3667s} \quad (3.21)$$

3.9.3 Igualdade Polinomial

Como descrito na Seção 2.4, o controlador PID é a topologia de controle mais utilizada. Como o objetivo do sistema de controle do biorreator é rejeitar perturbações, a ação integral de um PI ou PID seria capaz de garantir a rejeição das perturbações.

Dessa forma, definiu-se um controlador PID da forma:

$$C(s) = \frac{K_d s^2 + K_p s + K_i}{s} \quad (3.22)$$

Para cada uma das funções de transferência, $G_1(s)$, $G_2(s)$ e $G_3(s)$, em malha fechada com o controlador $C(s)$ no ramo direto, a função de transferência em malha fechada é dada, respectivamente, por:

$$MF_1(s) = \frac{1.8925 \times 10^{-5}(K_d s^2 + K_p s + K_i)}{(K_d 1.8925 \times 10^{-5} + 1)s^2 + (K_p 1.8925 \times 10^{-5})s + K_i 1.8925 \times 10^{-5}} \quad (3.23)$$

$$MF_2(s) = \frac{1.8925 \times 10^{-5}(K_d s^2 + K_p s + K_i)}{(K_d 1.8925 \times 10^{-5} + 1)s^2 + (K_p 1.8925 \times 10^{-5} + 1.384 \times 10^{-5})s + K_i 1.8925 \times 10^{-5}} \quad (3.24)$$

$$MF_3(s) = \frac{1.8925 \times 10^{-5}(K_d s^2 + K_p s + K_i)}{(K_d 1.8925 \times 10^{-5} + 1)s^2 + (K_p 1.8925 \times 10^{-5} + 5.1495 \times 10^{-5})s + K_i 1.8925 \times 10^{-5}} \quad (3.25)$$

Igualando os denominadores de MF_1 , MF_2 e MF_3 com o polinômio característico desejado, que seria o denominador da função de transferência apresentada na equação (3.18), por igualdade de polinômios, obtém-se os valores de K_p , K_i e K_d , que são dados por:

Tabela 3.6: Parâmetros do controlador PID

Sistema	K_p	K_i	K_d
G_1	17.4373×10^5	0.5284×10^5	47.028×10^5
G_2	17.4372×10^5	0.5284×10^5	47.028×10^5
G_3	17.4371×10^5	0.5284×10^5	47.028×10^5

Tabela 3.7: Parâmetros do controlador PI

Sistema	K_p	K_i
G_1	1.9375×10^4	587.11
G_2	1.9374×10^4	587.11
G_3	1.9372×10^4	587.11

Determinando-se também um controlador PI, que é dado por:

$$C(s) = \frac{K_p s + K_i}{s} \quad (3.26)$$

Para cada uma das funções de transferência, $G_1(s)$, $G_2(s)$ e $G_3(s)$, em malha fechada com o controlador $C(s)$ no ramo direto, a função de transferência em malha fechada é dada, respectivamente, por:

$$MF_1(s) = \frac{1.8925 \times 10^{-5}(K_p s + K_i)}{s^2 + (K_p 1.8925 \times 10^{-5})s + K_i 1.8925 \times 10^{-5}} \quad (3.27)$$

$$MF_2(s) = \frac{1.8925 \times 10^{-5}(K_p s + K_i)}{s^2 + (K_p 1.8925 \times 10^{-5} + 1.384 \times 10^{-5})s + K_i 1.8925 \times 10^{-5}} \quad (3.28)$$

$$MF_3(s) = \frac{1.8925 \times 10^{-5}(K_p s + K_i)}{s^2 + (K_p 1.8925 \times 10^{-5} + 5.1495 \times 10^{-5})s + K_i 1.8925 \times 10^{-5}} \quad (3.29)$$

3.9.4 Método de Haalman

O Método de Haalman, descrito na Subseção 2.5.2, consiste em, de maneira similar ao Método da Síntese Direta, obter a função de transferência do controlador tendo como base a função de transferência do processo e a dinâmica desejada. Os controladores projetados pelo Método de Haalman, para os três modelos encontrados, são dados pelas equações (3.30), (3.31) e (3.32).

$$C_4(s) = \frac{5.284 \times 10^4 s}{90s^2 + 33s + 1} \quad (3.30)$$

$$C_5(s) = \frac{5.284 \times 10^4 s + 0.7311}{90s^2 + 33s + 1} \quad (3.31)$$

$$C_6(s) = \frac{5.284 \times 10^4 s + 2.721}{90s^2 + 33s + 1} \quad (3.32)$$

Discussão dos Resultados

Para testes dos controladores projetados, de forma a melhorar simular uma situação real, a temperatura externa, que interfere diretamente nas perdas do modelo, foi modelada através da interpolação de dados da temperatura média ao longo do dia em determinadas épocas do ano.

Foram obtidas então três funções polinomiais que representam, respectivamente, um dia cuja temperatura média é baixa em comparação com o restante do ano, um dia cuja temperatura média se mostra elevada quando comparada com o restante do ano e um dia com uma temperatura média intermediária.

A equação da temperatura em função do tempo, em horas, para o dia frio é dada por:

$$T_{e1}(t) = 0.000628858t^4 - 0.0411914t^3 + 0.770225t^2 - 3.98121t + 18.5698 \quad (4.1)$$

A do dia quente é dada por:

$$T_{e2}(t) = -1.20637 \times 10^{-7}t^8 + 0.0000114293t^7 - 0.000445294t^6 + 0.00925962t^5 - 0.11121t^4 + 0.762461t^3 - 2.57845t^2 + 2.726t + 22 \quad (4.2)$$

E a equação do dia cuja temperatura intermediária é:

$$T_{e3}(t) = -3.74645 \times 10^{-7}t^8 + 0.0000358622t^7 - 0.00142576t^6 + 0.0305888t^5 - 0.383499t^4 + 2.80549t^3 - 10.984t^2 + 18.8342t + 6.69855 \quad (4.3)$$

A temperatura em função do tempo, para os três dias analisados, pode ser observada na Figura 4.1. Para facilitar a análise das simulações a serem efetuadas, o mesmo esquema de cores é mantido ao longo do restante do trabalho. Simulações realizadas para o dia frio, descrito pela equação (4.1), são dadas em azul, enquanto as referentes ao dia quente, descrito pela equação (4.2) são dadas em verde, e o dia com a temperatura intermediária, descrito pela equação (4.3), é dado em vermelho.

Os 12 controladores projetados foram então submetidos às três condições descritas pelas equações 4.1, 4.2 e 4.3, durante um período de 24 horas, ou seja, simulando o funcionamento do biorreator ao longo de três dias distintos.

Com os dados observado na Tabela 4.1 e analisando as respostas e sinais de controle dos sistemas, conforme observados no Anexo A, os controladores $C_4(s)$, $PID_1(s)$, $PID_2(s)$ e $PID_3(s)$

Tabela 4.1: Desempenho dos Controladores

Controlador	Situação	IAE	ITAE	Consumo diário (<i>kWh</i>)
$C_1(s)$	1	0.0008	0.0004	0.179
	2	0.0012	0.0009	0.270
	3	0.0005	0.0003	0.105
$C_2(s)$	1	0.0007	0.0003	0.179
	2	0.0008	0.0005	0.270
	3	0.0004	0.0003	0.105
$C_3(s)$	1	0.0005	0.0003	0.179
	2	0.0007	0.0005	0.270
	3	0.0004	0.0002	0.105
$C_4(s)$	1	0.0253	0.0196	21.992
	2	0.0252	0.0196	21.981
	3	0.0252	0.0196	21.974
$C_5(s)$	1	0.8827	0.8610	0.209
	2	1	1	0.270
	3	0.3944	0.3778	0.096
$C_6(s)$	1	0.4849	0.4148	0.221
	2	0.5667	0.5146	0.288
	3	0.2121	0.1763	0.100
$PID_1(s)$	1	0.0820	0.0641	23.193
	2	0.0814	0.0639	22.785
	3	0.0632	0.0443	23.527
$PID_2(s)$	1	0.0819	0.0640	23.193
	2	0.0813	0.0638	22.785
	3	0.0631	0.0443	23.527
$PID_3(s)$	1	0.0818	0.0639	23.193
	2	0.0811	0.0637	22.785
	3	0.0630	0.0441	23.527
$PI_1(s)$	1	0.2716×10^{-6}	0.1356×10^{-6}	0.179
	2	0.2019×10^{-6}	0.1445×10^{-6}	0.270
	3	0.1140×10^{-6}	0.0753×10^{-6}	0.105
$PI_2(s)$	1	0.2716×10^{-6}	0.1356×10^{-6}	0.179
	2	0.2019×10^{-6}	0.1445×10^{-6}	0.270
	3	0.1140×10^{-6}	0.0753×10^{-6}	0.105
$PI_3(s)$	1	0.2718×10^{-6}	0.1357×10^{-6}	0.179
	2	0.2020×10^{-6}	0.1446×10^{-6}	0.270
	3	0.1140×10^{-6}	0.0753×10^{-6}	0.105

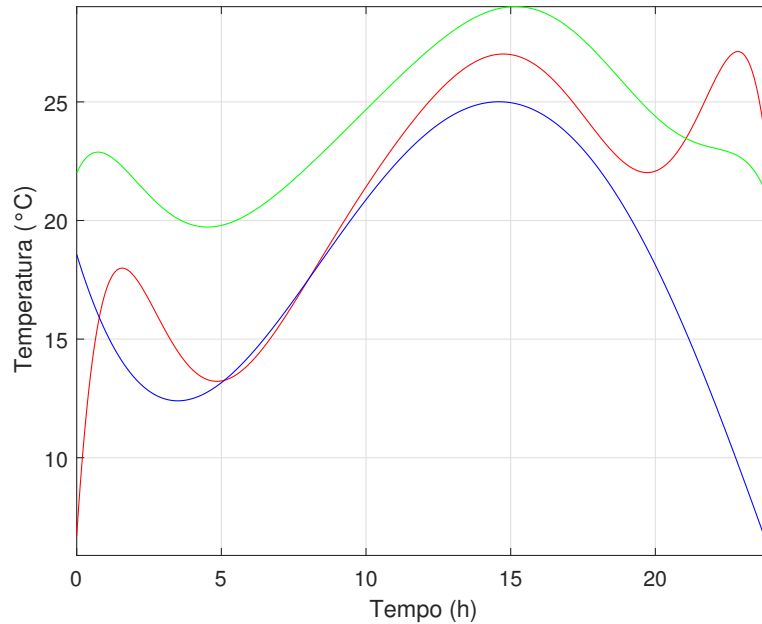


Figura 4.1: Temperatura ao longo do dia em Divinópolis para três dias distintos

foram prontamente descartados devido ao alto consumo energético por parte dos atuadores, nas três simulações efetuadas.

Ao operar em grande parte do tempo em sua potência máxima, os atuadores irão exigir manutenção com uma frequência maior e possuirão um tempo de vida útil menor.

Dos controladores restantes, foram analisados os índices de desempenho IAE e ITAE, também presentes na Tabela 4.1. Como o sistema de controle deve manter a temperatura do sistema o mais próximo possível do *set-point* ao mesmo tempo em que rejeita as inúmeras perturbações as quais o biorreator está sujeito, o IAE se mostra o melhor índice.

Já que no presente caso, a temperatura externa do sistema varia ao longo de todo o tempo de simulação, ou seja, a perturbação varia ao longo de todo o período, o ITAE não se mostraria eficaz, visto que uma perturbação de amplitude maior, que o controlador não conseguisse rejeitar completamente, nos momentos finais da simulação, aumentaria consideravelmente o valor do ITAE, mesmo que o controlador tenha sido o mais eficiente ao longo do restante do dia.

Dessa forma, os controladores que apresentam o menor IAE, entre os analisados, são os três controladores PI. Dentre os três, o $PI_1(s)$ apresenta índices de desempenho ligeiramente inferiores aos índices correspondentes aos outros controladores PI. Deve-se notar que a diferença entre os índices do controlador $PI_1(s)$ com os demais controladores PI é da faixa de 0.015%

Através da análise, então, foi possível selecionar, dentre os controladores projetados, aquele que fez com que a resposta do sistema, quando submetido a algumas perturbações, permanecesse o mais próximo possível do *set-point*. O controlador é um Proporcional-Integral, apresentando a forma descrita pela equação (3.26), sendo $K_p = 0.5812 \times 10^5$ e $K_i = 0.00587 \times 10^5$.

Conforme já mencionado, o fluido presente no interior do biorreator não é água pura, apresentando biomassa e outras substâncias diluídas na água. Dessa forma, as características físicas desse fluido, apesar de se aproximarem das da água, podem variar ligeiramente.

Para garantir que o sistema de controle selecionado seja robusto o suficiente e consiga lidar com essas incertezas, foram feitas algumas simulações do sistema para diversas configurações de parâmetros. Nesses casos, a densidade e calor específico do fluido, a vazão de entrada e saída e o volume interno foram variados ao longo de faixas pré-determinadas.

Para a densidade e calor específico, foi feita uma variação de 30% pra mais e pra menos. A vazão foi alternada entre 80 e 100% de seu valor normal, e o volume interno entre 90 e 100% de seu valor normal. O sistema, com essas diversas configurações, foi submetido às três configurações estabelecidas para a variação de temperatura ao longo do dia, e as respostas do mesmo podem ser observadas pela Figura 4.2. Nessas simulações, além da variação de temperatura ambiente ao longo do tempo, foram aplicadas perturbações em degrau em $t = 1h$ e $t = 2h$ com amplitude $15W$ e $-30W$, respectivamente.

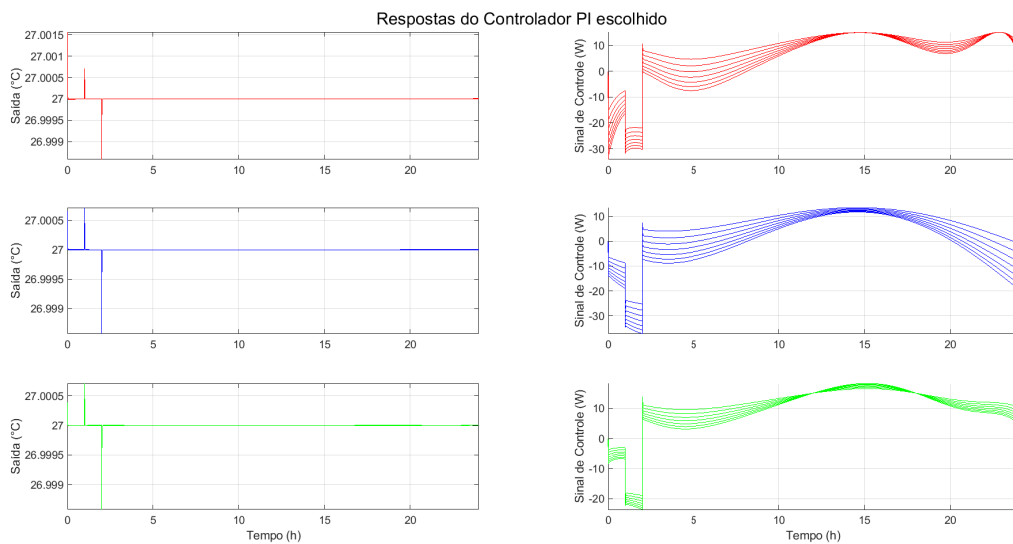


Figura 4.2: Resposta do sistema com o Controlador selecionado para três configurações de temperatura ao longo do dia e para diversas combinações de parâmetros

Observa-se que o sistema de controle projetado consegue manter a temperatura interna do biorreator no *set-point* durante a maior parte do tempo para as três configurações de temperatura ambiente ao longo do dia. Percebe-se também que a variação dos parâmetros do sistema, como o calor específico e densidade do fluido, vazão e volume interno modificaram pouco o sinal de controle para os três casos.

Percebe-se então que o sistema de controle é capaz de manter a temperatura no *set-point* rejeitando a variação de temperatura ambiente e rejeitando também as perturbações que ocorrem em $t = 1h$ e $t = 2h$, para as diversas combinações de parâmetros analisadas.

O sinal de controle, também observado no sistema, sofre uma alteração de até $20W$, de acordo com os parâmetros utilizados. Como a potência máxima dos atuadores foi dimensionada como sendo igual a $1000W$, a alteração dos parâmetros não é suficiente para fazer com que o sinal de controle chegue perto do limite.

De forma a observar melhor a dinâmica da rejeição das perturbações em degrau, foram obtidas as figuras 4.3 e 4.4, da mesma simulação. Nota-se que a saída em função do tempo,

para todas as simulações, se altera bem pouco com a variação dos parâmetros de sistema, apresentando uma dinâmica parecida. A alteração dos parâmetros faz com que a dinâmica do sistema se torne um pouco mais lenta ou mais rápida, e faz com que a temperatura máxima atingida devido à perturbação seja um pouco maior ou menor.

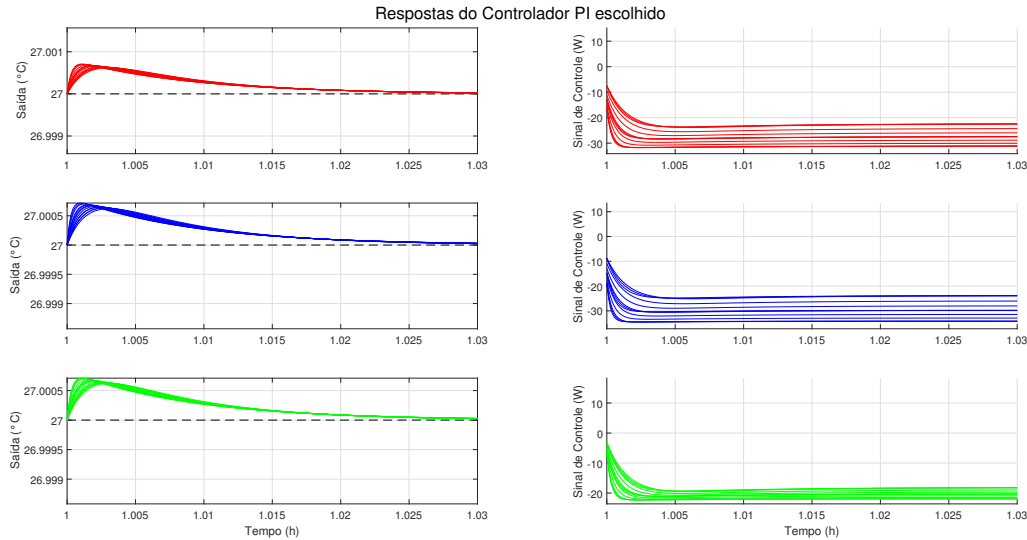


Figura 4.3: Resposta do sistema com o Controlador selecionado para diversas situações

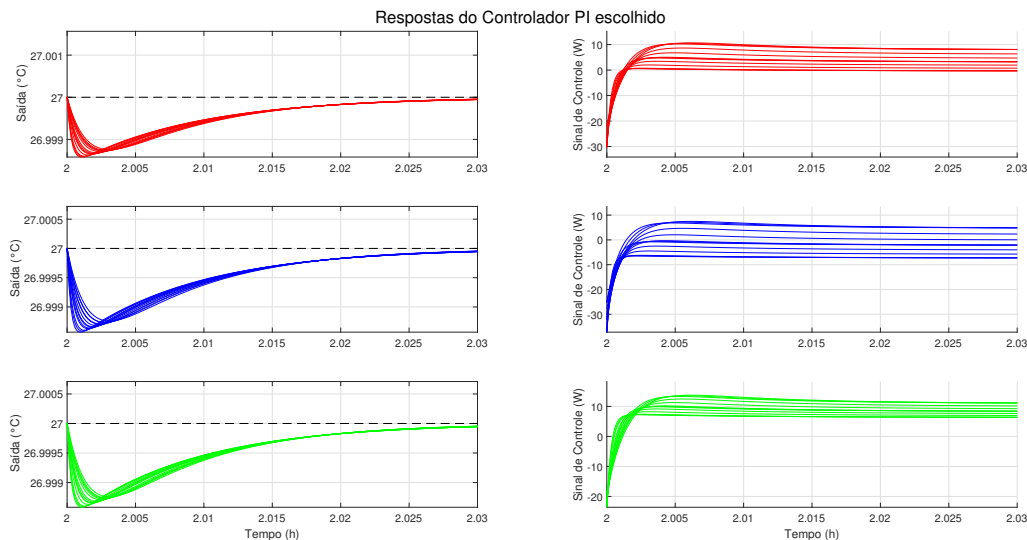


Figura 4.4: Resposta do sistema com o Controlador selecionado para diversas situações

Devido à variação dos parâmetros, o sinal de controle chegou a ter uma diferença máxima de aproximadamente $15W$, para combinações distintas de parâmetros. Nota-se também que a resposta do sistema quando submetido a perturbações satisfaz a dinâmica estipulada na etapa de projeto, pois as perturbações foram rejeitadas em um tempo inferior a $120s$, em todas as simulações efetuadas.

Conclusão e Propostas de Continuidade

5.1 Conclusão

O presente trabalho permitiu a aplicação de técnicas de controle estudadas durante a graduação em um sistema que contém um processo bioquímico. Mesmo sem o uso de técnicas de controle robusto, foi analisada a robustez do sistema de controle quanto à variação de diversos parâmetros. Foi possível também verificar como a engenharia e a bioquímica se interceptam. Por fim, a seguir são apresentados os resultados obtidos, as dificuldades enfrentadas ao longo do trabalho, além de propostas de continuidade.

5.2 Resultados

A definição do tipo de biorreator a ser utilizado se adequou bem às necessidades do projeto, visto que a proposta é que o mesmo permaneça operante por dias sem ser desativado. As dimensões determinadas para o equipamento satisfazem os critérios estabelecidos, pois permitem a fácil integração do mesmo em indústrias de pequeno, médio ou grande porte, visto que, dadas as suas dimensões reduzidas, poderiam ser utilizados diversos biorreatores para o tratamento dos resíduos.

O fato de que os elementos sensores e atuadores do sistema se encontram fixos em sua parte superior facilitam a manutenção do sistema, que é um requisito apresentado na Tabela 3.1, possibilitando também a fácil remoção e inserção de biocatalisadores no biorreator.

O posicionamento do equipamento de fora do tanque de aeração, diferentemente da ideia inicial, causou uma diminuição da taxa de transferência de calor entre o ambiente e o sistema e, além disso, tornou ainda mais fácil a manutenção e troca de biocatalisadores.

O sistema de isolamento projetado, em conjunto com a determinação da potência máxima do sistema de atuação propiciou ao sistema de controle, mesmo em situações extremamente surreais, que os atuadores ainda tenham potência suficiente para controlar o sistema. Isso foi feito considerando uma temperatura máxima e mínima para a região de Divinópolis além das máximas e mínimas encontradas.

O equação diferencial ordinária do sistema, que relaciona a temperatura interna e potência fornecida ao sistema, foi então obtida, e dessa foram obtidas três funções de transferência dife-

rentes, fazendo algumas considerações. Os três modelos apresentaram um comportamento bem similar e próximo ao esperado de sistemas térmicos, sendo extremamente lentos.

Para cada modelo, foram projetados alguns controladores, que foram então submetidos a algumas situações diferentes para simular o funcionamento do biorreator ao longo do dia. As respostas dos sistemas foram então comparadas, e foi selecionado o melhor controlador.

O sistema de controle que apresentou o melhor desempenho foi um Proporcional-Integral. Já era esperado que o controlador escolhido tivesse um integrador, visto que a presença do mesmo garante um erro de regime permanente nulo.

Para garantir a robustez do sistema, foi então realizada a variação de diversos parâmetros do biorreator, de forma a verificar se o controlador é capaz de manter o sistema no ponto de operação. O sistema de controle se mostrou eficaz nesse aspecto, sendo capaz de manter a temperatura interna do reator no ponto de operação ao longo do dia, e conseguindo rejeitar também perturbações aplicadas em alguns momentos.

O presente trabalho possibilitou a aplicação de diversas técnicas de controle em um projeto que visa representar fidedignamente um sistema real, voltado para a indústria. Foi possível perceber as limitações das técnicas de controle clássicas e vislumbrar as vantagens que o uso de técnicas de controle robusto proporcionaria ao sistema de controle.

5.3 Dificuldades encontradas

As principais dificuldades encontradas no decorrer do trabalho foram a falta de conhecimento prévio acerca dos processos de biorreação e a inexistência de um protótipo para que testes mais precisos pudessem ser realizados.

A existência de um protótipo possibilitaria também uma maior precisão no cálculo das perdas e, conseqüentemente, uma melhoria no projeto do sistema de isolamento.

5.4 Propostas de Continuidade

Em relação ao equipamento, existe a possibilidade de melhorias no projeto do mesmo, com sua posterior construção para testes do sistema de controle.

Quanto ao controlador, pode-se utilizar técnicas de controle robusto para projetar um controlador que seja capaz de apresentar um bom desempenho para toda uma família de parâmetros variante.

Existe ainda a possibilidade da adição de mais malhas de controle no sistema, de forma a controlar as demais variáveis do processo, como o pH, o oxigênio dissolvido no fluido ou a concentração de substrato.

Appendices

Respostas dos controladores a condições de temperatura variadas

A.0.1 C1

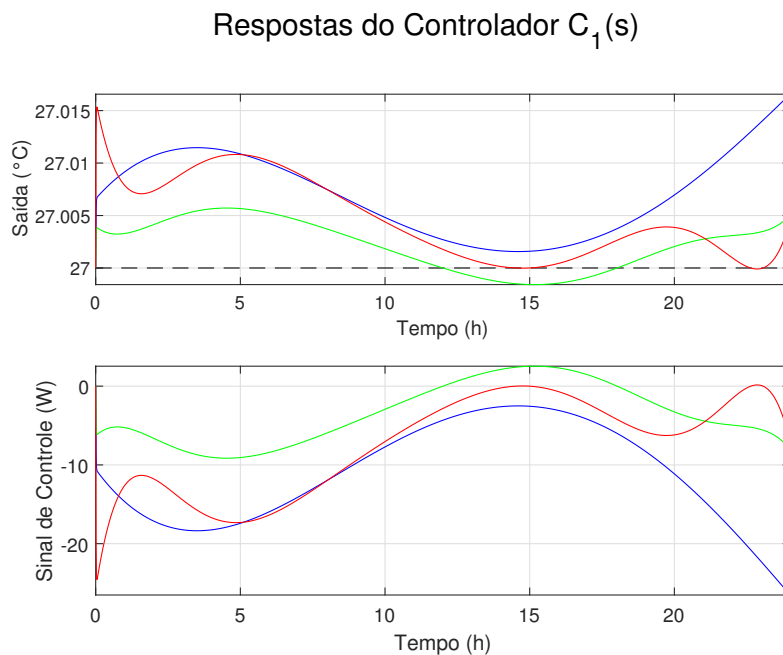


Figura A.1: Controlador 1

A.0.2 C2

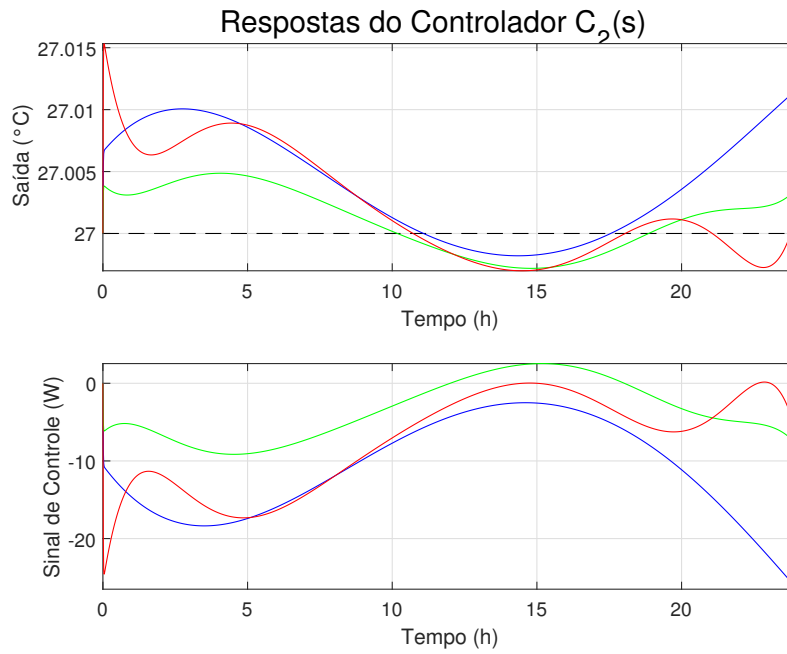


Figura A.2: Controlador 2

A.0.3 C3

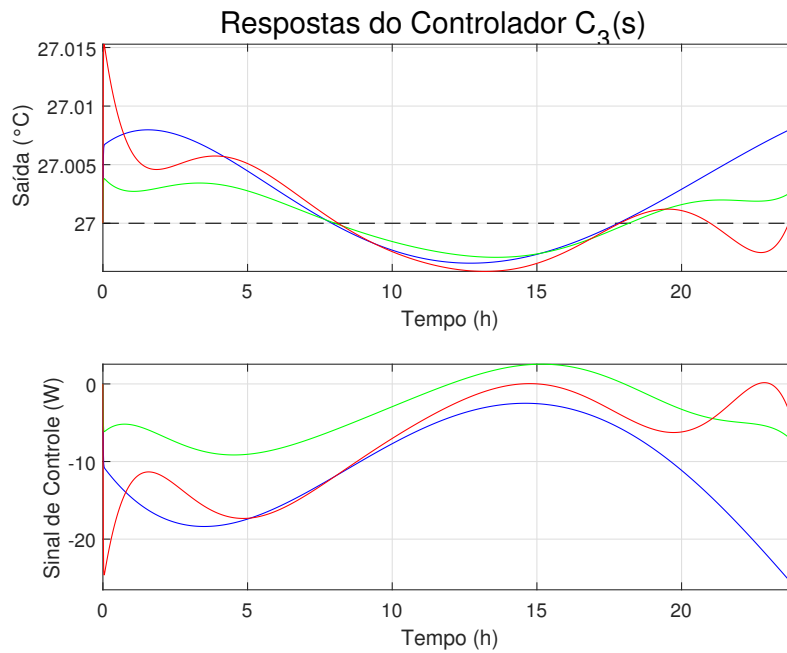


Figura A.3: Controlador3

A.0.4 PID1

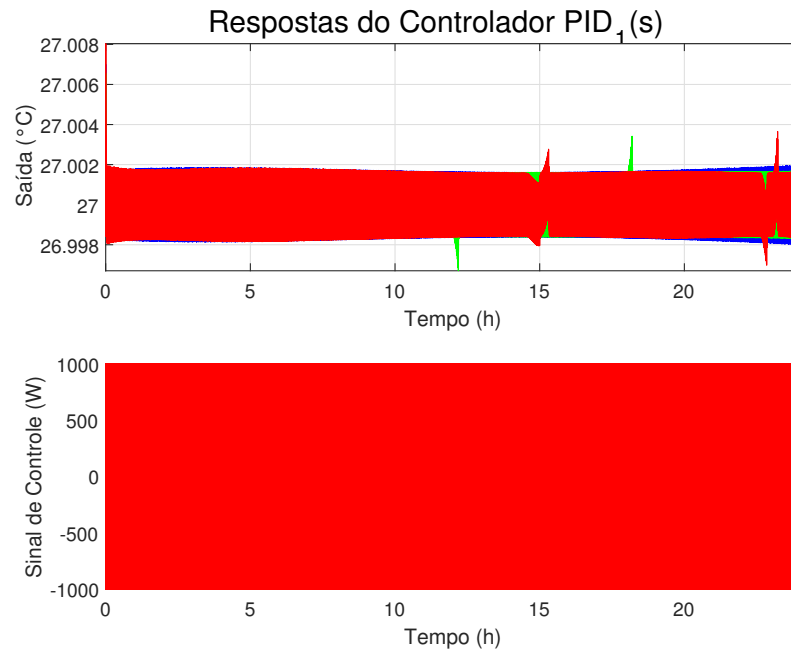


Figura A.4: PID1

A.0.5 PID2

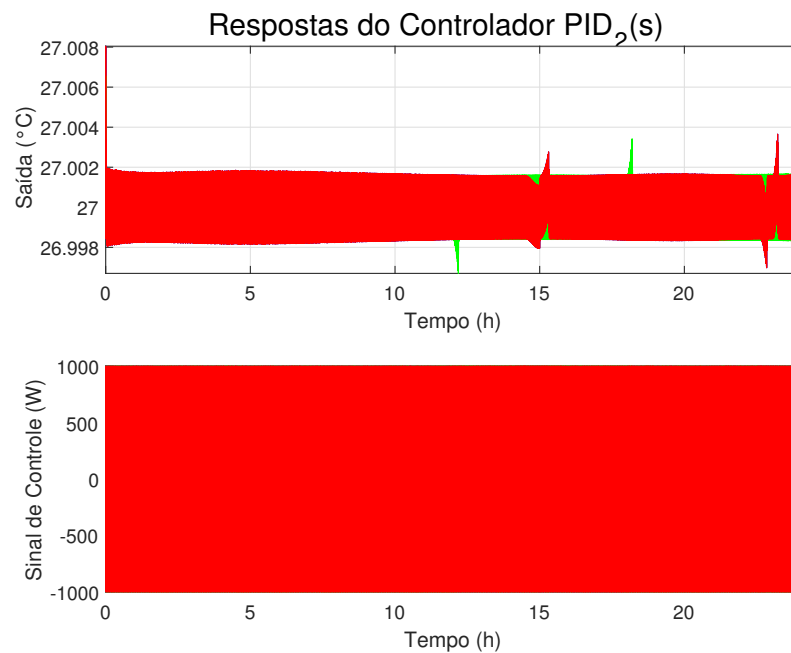


Figura A.5: PID2

A.0.6 PID3

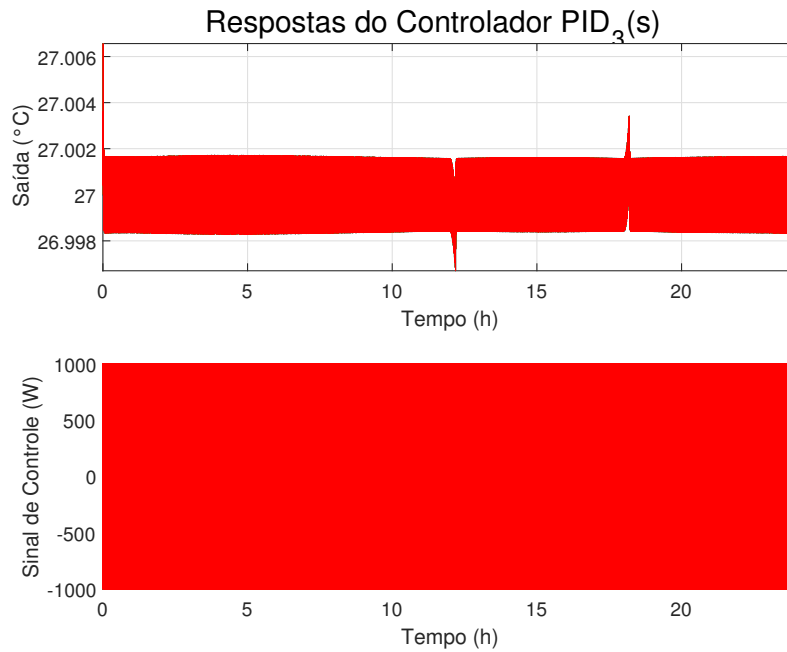


Figura A.6: PID3

A.0.7 PI1

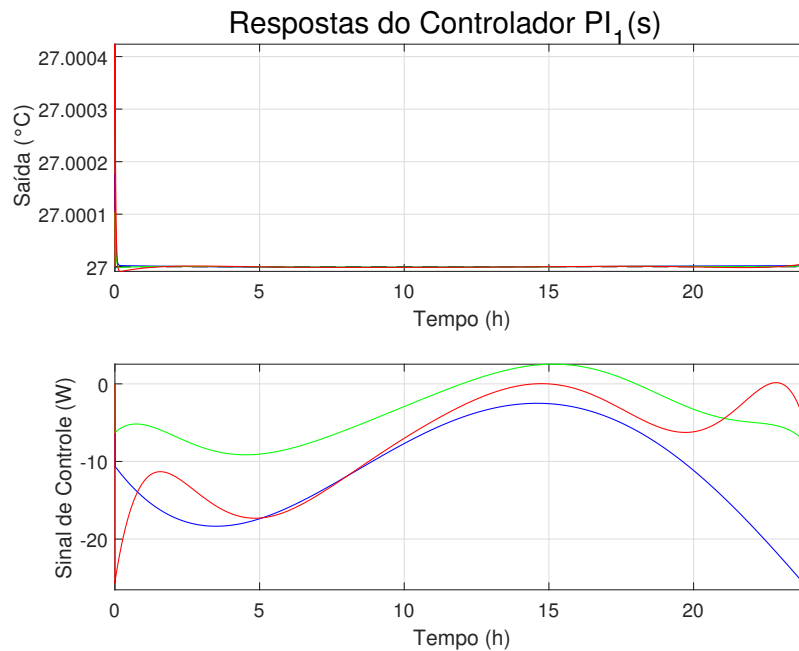


Figura A.7: PI1

A.0.8 PI2

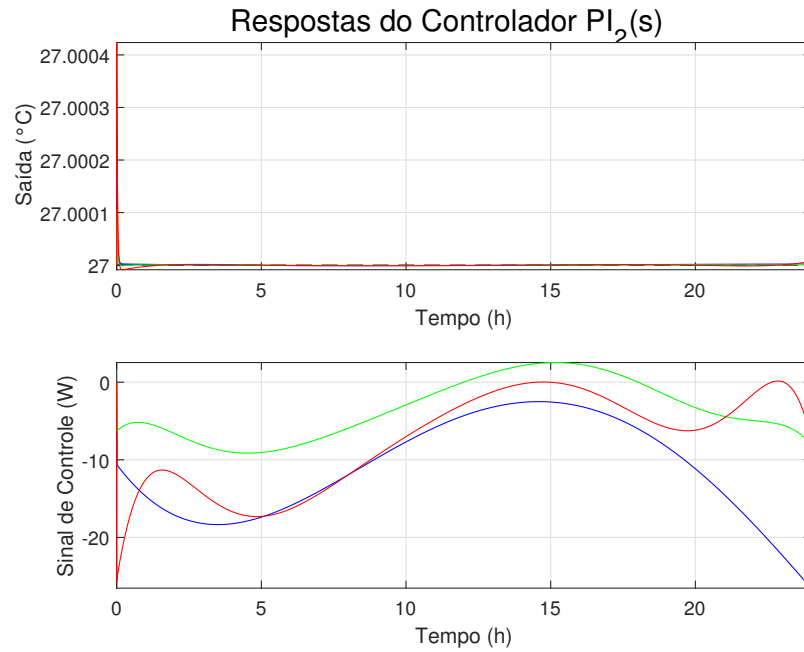


Figura A.8: PI2

A.0.9 PI3

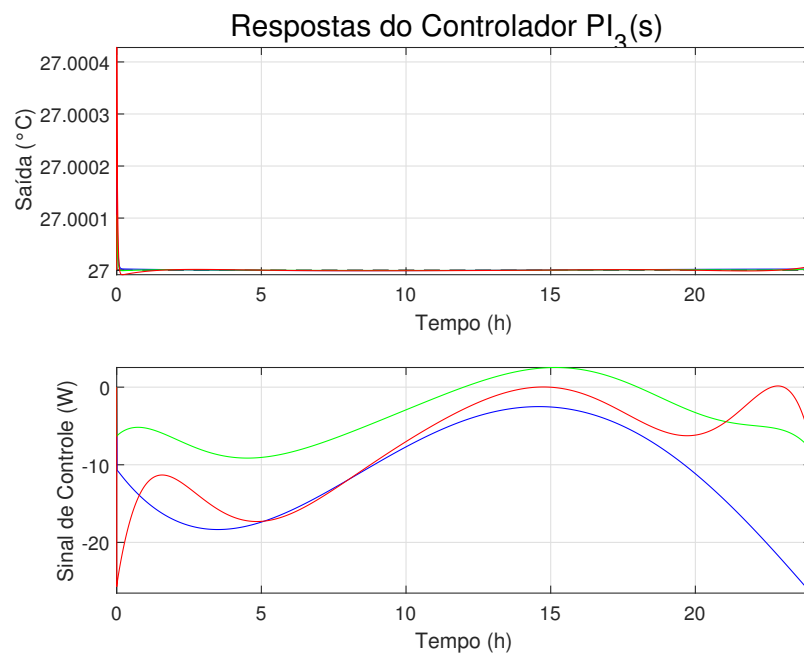


Figura A.9: PI3

A.0.10 C4

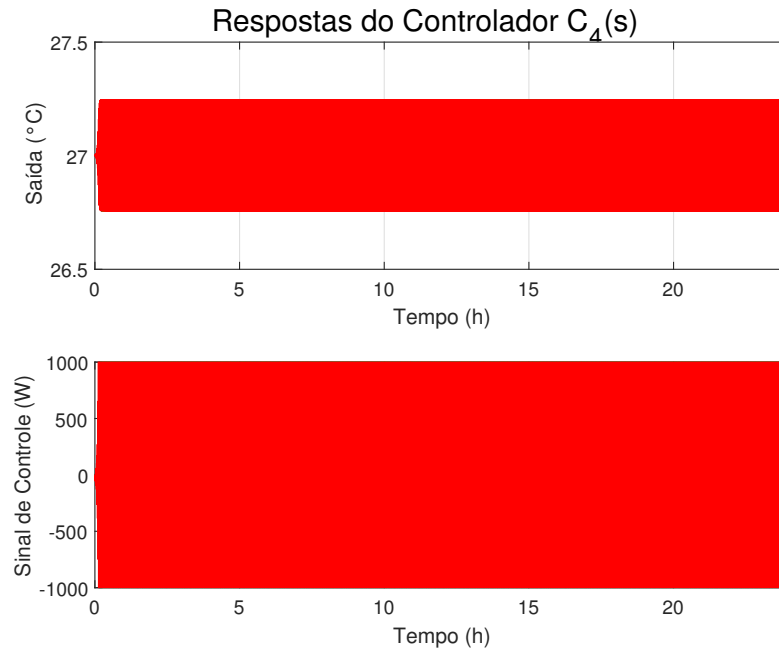


Figura A.10: Controlador 4

A.0.11 C5

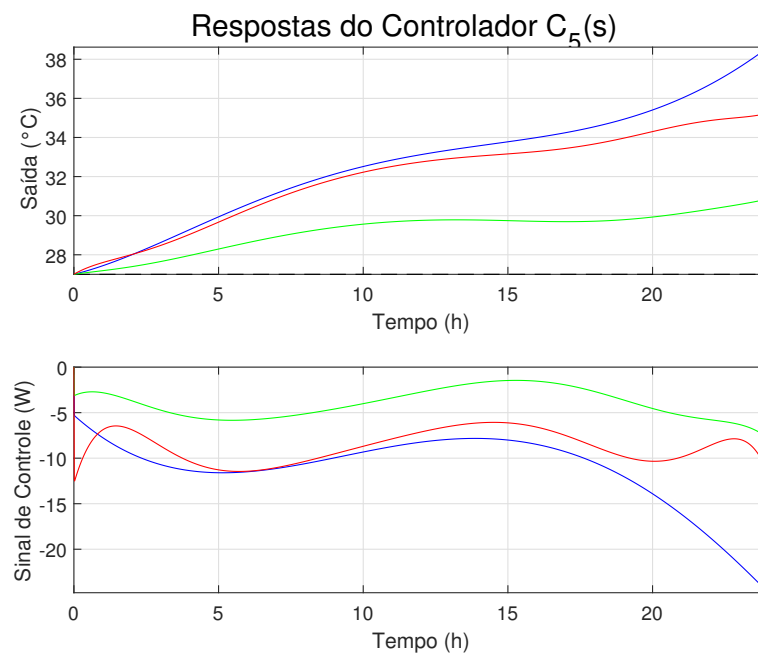


Figura A.11: Controlador 5

A.0.12 C6

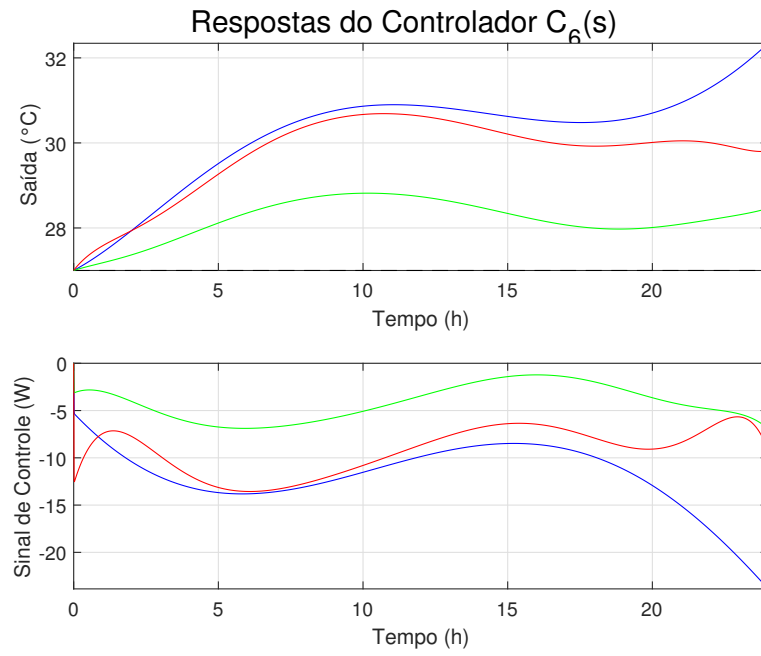


Figura A.12: Controlador 6

Bibliografia

- J. K. Åström and T. Hägglund. *PID controllers: theory, design and tuning*. USA: Instrument Society of America, 1995.
- Pedro Marcio Braile, Jose Eduardo WA Cavalcanti, and Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. Manual de tratamento de águas residuárias industriais. In *Manual de tratamento de águas residuárias industriais*. Cetesb, 1979.
- Denis Fava Cerchiaro. *Controle de temperatura de um trocador de calor*. PhD thesis, Universidade de São Paulo, 2006.
- Ben M Chen, Zongli Lin, and Yacov Shamash. *Linear Systems Theory*. 2004.
- Richard C. Dorf and Robert H. Bishop. *Modern Control Systems*. Prentice-Hall, Inc., Upper Saddle River, NJ, USA, 9th edition, 2000. ISBN 0130306606.
- Hao Huu Ngo Veeriah Jegatheesan Ashok Pandey Duu-Jong Lee, Patrick C. Hallenbeck. *Current Developments in Biotechnology and Bioengineering. Biological Treatment of Industrial Effluents*. Elsevier, 1 edition, 2016. ISBN 9780444636652.
- Metcalf & Eddy, Franklin L Burton, H David Stensel, and George Tchobanoglous. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. McGraw Hill, 2003.
- Tom Forester. *Microelectronics Revolution*. MIT Press, Cambridge, MA, USA, 1981. ISBN 0262560216.
- P Mo Gewehr and DT Delpy. Optical oxygen sensor based on phosphorescence lifetime quenching and employing a polymer immobilised metalloporphyrin probe. *Medical and Biological Engineering and Computing*, 31(1):11–21, 1993.
- A. Giacobbo. *Biorreator à membrana aplicado ao tratamento de efluentes*, 2010.
- Robert Greenkorn. *Momentum, heat, and mass transfer fundamentals*. CRC Press, 2018.
- Tim Hülsen, Edward M Barry, Yang Lu, Daniel Puyol, Jürg Keller, and Damien J Batstone. Domestic wastewater treatment with purple phototrophic bacteria using a novel continuous photo anaerobic membrane bioreactor. *Water research*, 100:486–495, 2016.

- Frank P Incropera, Adrienne S Lavine, Theodore L Bergman, and David P DeWitt. *Fundamentals of heat and mass transfer*. Wiley, 2007.
- William S. Levine. *The Control Handbook, Second Edition: Control System Fundamentals, Second Edition (Electrical Engineering Handbook)*. CRC Press, 2 edition, 2010. ISBN 1420073621,9781420073621.
- Chun-Yao Lien and Tse-Wei Wang. Application of feedback linearization to bioreactor control. pages 2161–2166, 1990.
- IV Lienhard and H John. *A heat transfer textbook*. Phlogiston press, 2005.
- R. S. Maestri. Biorreator à membrana como alternativa para o tratamento de esgotos sanitários e reuso da água, 2007.
- Francis Mairet and Jean-Luc Gouzé. Hybrid control of a bioreactor with quantized measurements. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 61(5):1385–1390, 2016.
- Waddah Malaeb, Rami Mhanna, and Ramsey Hamade. Multi-variant bioreactor for cartilage tissue engineering. In *Biomedical Engineering (MECBME), 2016 3rd Middle East Conference on*, pages 102–105. IEEE, 2016.
- Carl-Fredrik Mandenius. *Bioreactors : design, operation and novel applications*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co, 1 edition, 2016. ISBN 9783527683390.
- B.; McNeil and L. M. Harvey. *Practical Fermentation Technology*. Chichester, UK: Wiley, 1st edition, 2008. ISBN 9780470014349.
- David L Nelson, Michael M Cox, and Claudi Cuchillo. *Lehninger princípios de bioquímica*. Omega, 2009.
- Dinh Duc Nguyen, Huu Hao Ngo, and Yong Soo Yoon. A new hybrid treatment system of bioreactors and electrocoagulation for superior removal of organic and nutrient pollutants from municipal wastewater. *Bioresource technology*, 153:116–125, 2014.
- Sarfaraz K Niazi. Pneumatically agitated and aerated single-use bioreactor, May 17 2016. US Patent 9,339,026.
- Katsuhiko. Ogata. *Modern Control Engineering*. Prentice Hall PTR, Upper Saddle River, NJ, USA, 4th edition, 2001. ISBN 0130609072.
- Osagie A Osadolor, Patrik R Lennartsson, and Mohammad J Taherzadeh. Introducing textiles as material of construction of ethanol bioreactors. *Energies*, 7(11):7555–7567, 2014.
- J Pfeiffer. *Enzymes, the physics and chemistry of life*, 1954.
- G. A. Pimentel. Controle robusto por realimentação linearizante parcial de bioreatores em modo de operação “fed-batch”, 2010.

- Kristiansen B. (eds.) Ratledge C. *Basic Biotechnology*. Cambridge University Press, 3ed. edition, 2006. ISBN 9780521549585.
- U. A.; Aquerone E.; Schidell, W.; Lima and E. Borzani. *Biotechnologia Industrial*. Edgard Blücher, Rua Pedroso Alvarenga 1245 4º andar. São Paulo, 1st edition, 1975. ISBN 9788521202790.
- D. E.; Edgar T. F. Seborg and D. A. Mellichamp. *Process Dynamics and Control*. John Wiley & Sons, 1989. ISBN 0471863890.
- Zhongping Shi and Kazuyuki Shimizu. Neuro-fuzzy control of bioreactor systems with pattern recognition. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 74(1):39–45, 1992.
- M. K. Silva. Biorreator com membranas: uma alternativa para o tratamento de efluentes, 2009.
- Yuan Tian, Jie Zhang, and Julian Morris. Optimal control of a fed-batch bioreactor based upon an augmented recurrent neural network model. *Neurocomputing*, 48(1):919–936, 2002.
- Dharmendra Tiwari, Nikhil Pachauri, Asha Rani, and Vijander Singh. Fractional order pid (fopid) controller based temperature control of bioreactor. pages 2968–2973, 2016.
- R. S. Vaz. Biotecnologia na indústria farmacêutica, March 2017. URL <https://goo.gl/rhAeVV>.
- Yun-Kun Wang, Guo-Ping Sheng, Bing-Jing Shi, Wen-Wei Li, and Han-Qing Yu. A novel electrochemical membrane bioreactor as a potential net energy producer for sustainable wastewater treatment. *Scientific reports*, 3:1864, 2013.
- Erick J. Vandamme Wim Soetaert. *Industrial Biotechnology: Sustainable Growth and Economic Success*. 1 edition, 2010. ISBN 9783527314423.
- Khalid Youssef, Nanette N Jarenwattananon, Brian J Archer, Julia Mack, M Luisa Iruela-Arispe, and Louis-S Bouchard. 4-d flow control in porous scaffolds: Toward a next generation of bioreactors. *IEEE Transactions on Biomedical Engineering*, 64(1):61–69, 2017.