

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS
UNIDADE ACADÊMICA CENTRO DE TECNOLOGIA
CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA

JOÃO VICTOR FERRO

**MODELAGEM, SIMULAÇÃO, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE PROCESSO DE
FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA DA *SACCHAROMYCES CEREVISIAE***

Maceió
2023

JOÃO VICTOR FERRO

**MODELAGEM, SIMULAÇÃO, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE PROCESSO DE
FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA DA *SACCHAROMYCES CEREVISIAE***

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado ao curso de Engenharia
Química da Universidade Federal de
Alagoas como requisito para conclusão do
curso.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Cristiane Holanda
Sodré.

Coorientador: Prof. Dr. Carlos Eduardo de
Farias Silva

Maceió
2023

Catálogo na fonte
Universidade Federal de Alagoas
Biblioteca Central
Divisão de Tratamento Técnico
Bibliotecária: Taciana Sousa dos Santos – CRB-4 – 2062

F395m Ferro, João Victor.

Modelagem, simulação, controle e otimização de processo de fermentação alcoólica da *Saccharomyces cerevisiae* / João Victor Ferro. – 2023.

59 f. : il. color.

Orientadora: Crsitiane Holanda Sodré.

Coorientador: Carlos Eduardo de Farias Silva.

Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química) – Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Maceió, 2023.

Bibliografia: f. 55-59.

1. Fermentação alcoólica. 2. Modelagem matemática. 3. Controle. 4. Modelo cinético. 5. Biorreatores. I. Título.

CDU: 66.0 : 663.51



JOÃO VICTOR FERRO

**MODELAGEM, SIMULAÇÃO, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE PROCESSO DE
FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA DA *SACCHAROMYCES CEREVISIAE***

BANCA EXAMINADORA



Documento assinado digitalmente
CRISTIANE HOLANDA SODRE
Data: 19/05/2023 13:19:33-0300
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Prof.^a Dr.^a Cristiane Holanda Sodré
(Orientadora)

Prof. Dr. Carlos Eduardo de Farias Silva
(Co-Orientador)



Documento assinado digitalmente
WAGNER ROBERTO DE OLIVEIRA PIMENTE
Data: 19/05/2023 20:51:18-0300
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Prof. Dr. Wagner Roberto de Oliveira Pimentel



Documento assinado digitalmente
JORGE JOSE DE BRITO SILVA
Data: 19/05/2023 16:11:04-0300
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Prof. Dr. Jorge José de Brito Silva

Maio 2023

Dedico este trabalho a Yara de Lima Santos (*in memoriam*) com muito amor e saudades.

AGRADECIMENTOS

A Deus, pela minha vida, e por me permitir ultrapassar todos os obstáculos encontrados ao longo da realização deste trabalho.

A minha mãe, Margarida Ferro e meu irmão Lucas Ferro Brito, que me incentivaram nos momentos difíceis e compreenderam a minha ausência enquanto eu me dedicava à realização deste trabalho. A minha avó, Luiza Omena (*in memoriam*) pelos ensinamentos. A todas minhas tias pelo carinho. A meu tio, Luiz, pela presença.

Aos amigos, Hugo Oliveira, Valdeir Araújo, Gamaliel Tavares e Carla Barbosa que sempre estiveram ao meu lado, pela amizade e pelo apoio demonstrado ao longo de todo o período de tempo em que me dediquei na caminhada acadêmica.

A professora Cristiane Sodré, por ter sido minha orientadora e ao professor Carlos Eduardo por ter sido meu coorientador e terem desempenhado tais funções com dedicação.

As professoras Aparecida da Silva, Carmem Zanta, Emanuella Gomes, Juliana Lima, Luciana Vieira, Manuela Fagundes (*in memoriam*), e Valéria Malta; Assim como aos professores Denys Carillos, Frede Carvalho, Jorge Brito, Magno Querino, Wagner Pimentel, pelas correções e ensinamentos que me permitiram apresentar um melhor desempenho no meu processo de formação profissional ao longo do curso.

À Universidade Federal de Alagoas, essencial no meu processo de formação profissional, pela dedicação, e por tudo o que aprendi ao longo dos anos do curso.

A todos que participaram, direta ou indiretamente do desenvolvimento deste trabalho de pesquisa, enriquecendo o meu processo de aprendizado. Às pessoas que convivi ao longo desses anos de curso, que me incentivaram e que certamente tiveram impacto na minha formação acadêmica.

RESUMO

A fermentação alcoólica industrial que utiliza a levedura *Saccharomyces cerevisiae* devido à sua robustez. Deste modo, a utilização de modelos computacionais para otimizar a fermentação do etanol tem sido extensivamente estudada utilizando diversos tipos de controladores e equações cinéticas, para ampliar o rendimento do processo. Este trabalho tem o intuito de determinar o melhor arranjo numa malha de controle testando diferentes tipos de controladores e modelo cinético de fermentação. Sendo assim, foi construído um modelo robusto para a simulação de malha de controle de um biorreator para o controle automático de fermentação alcoólica utilizando a linguagem *Python*. A metodologia empregada para o desenvolvimento e obtenção dos resultados seguirá primeiramente pela revisão bibliográfica sobre principais modelos cinéticos utilizados para a fermentação alcoólica pela *Saccharomyces cerevisiae*, assim como os principais tipos de controladores adequados ao processo, estudo da modelagem da malha de controle para o biorreator, obtenção de dados e parâmetros necessários à simulação dos modelos através da literatura consultada, modelagem das malhas de controle para modelo cinético utilizado, estudo dos métodos numéricos utilizados em ambiente *Python* na resolução das equações oriundas dos modelos utilizados. Por fim, produzir gráficos e avaliar o desempenho dos modelos. O sistema respondeu de maneira eficiente as perturbações realizadas durante o estudo, validando, assim, o modelo desenvolvido. Além disso, foi identificado o controlador PID dentre os outros tipos como ideal para o controle de alimentação do substrato.

Palavras-Chave: Modelagem matemática, Controle, Biorreatores.

ABSTRACT

The industrial alcoholic fermentation is carried out mainly with the yeast *Saccharomyces cerevisiae* due to its robustness. Thus, the use of computational models to optimize ethanol fermentation has been extensively studied using different types of controllers and kinetic equations, to increase the process yield. This work aims to determine the best arrangement in a control loop by testing different types of controllers and kinetic model of fermentation. Therefore, a robust model was built for the simulation of a control loop of a bioreactor for the automatic control of alcoholic fermentation using the Python language. The methodology used for the development and obtaining of the results will firstly follow the bibliographic review on the main kinetic models used for alcoholic fermentation by *Saccharomyces cerevisiae*, as well as the main types of controllers suitable for the process, study of the modeling of the control loop for the bioreactor, obtaining data and parameters necessary for the simulation of the models through the consulted literature, modeling of the control loops for the kinetic model used, study of the numerical methods used in Python environment in the resolution of the equations derived from the used models. Finally, produce graphs and evaluate the performance of the models. The system responded efficiently to the perturbations performed during the study, thus validating the developed model. In addition, the PID controller among the other types was identified as ideal for substrate feed control.

Keywords: Mathematical modeling, Control, Bioreactors.

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

INMP Instituto Nacional de Pesos e Medidas

EAC Etanol Anidro Combustível

EHC Etanol Hidratado Combustível

DCS *Distributed Control System*

SÍMBOLOS

μ	Taxa de crescimento de microrganismos
$\mu_{m\acute{a}x}$	Taxa de máxima crescimento de microrganismos
S	Substrato
k_s	Constante de substrato
k_i	Constante de inibição
P	Concentração de produto
$P_{m\acute{a}x}$	Concentração máxima de produto
n	Constante de ajuste
X	Concentração de células
X_{max}	Concentração máxima de células
m	Constante de ajuste
T_i	Constante de tempo integral
T_d	Constante de tempo derivada
b	bias
K_p	Constante do controlador proporcional
K_I	Constante do controlador integral
K_D	Constante do controlador derivativo

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
2	OBJETIVO	16
2.1	Geral.....	16
2.2	Específicos	16
3	REVISÃO DA LITERATURA	17
3.1	Etanol e o setor sucro energético	17
3.2	Processos fermentativos	18
3.3	Fermentação em batelada.....	20
3.4	Fermentação contínua	21
3.5	Fermentação em Batelada Alimentada	22
3.6	Fatores que influenciam a fermentação	24
3.7	Controladores.....	25
3.7.1	Controladores.....	25
3.7.2	Controlador Proporcional.....	28
3.7.3	Controlador proporcional integral (PI)	31
3.7.4	Controlador proporcional derivativo (PD)	32
3.7.5	Controlador proporcional integral derivativo (PID).....	33
3.8	Intepretador Python.....	33
4	METODOLOGIA	34
4.1	Processo em batelada.....	34
4.1.1	Desenvolvimento do modelo matemático	34
4.2	Processo contínuo.....	35
4.3	Definição da malha de controle:.....	38
4.3.1	Controlador On-off.....	40
4.3.2	Controlador P (Proporcional).....	41

4.3.3	Controlador PI (Proporcional e Integral)	42
4.3.4	Controlador PD (Proporcional e Derivativo)	43
4.3.5	Controlador PID (Proporcional, Integral e Derivativo)	45
5	RESULTADOS	47
6	CONCLUSÃO	56
	REFERÊNCIAS.....	57

1 INTRODUÇÃO

Um dos principais desafios enfrentados pela humanidade é a questão das mudanças climáticas. A preocupação com o clima decorre do aquecimento global, que é causado pelo excesso de emissões de dióxido de carbono na atmosfera. Grande parte dessas emissões tem origem no modelo energético global, que depende principalmente de recursos naturais não-renováveis, como o petróleo.

Em 14 de novembro de 1975, por meio do Decreto n. 76.593, o governo brasileiro criou o Programa Nacional do Álcool - (Proálcool). Essa ação governamental, motivada principalmente pela súbita elevação dos preços do petróleo, representou um marco no processo de desenvolvimento econômico e social no Brasil. Dadas as circunstâncias de então, principalmente econômicas e de segurança energética, empresários uniram-se ao governo federal para implantar, em 1975, um conjunto de ações que resultaria no maior programa de energia renovável do mundo, uma iniciativa inédita em um país sem tradição em inovação científica e tecnológica. E, embora o programa Proálcool tenha se encerrado na década de 1980, seu nome ainda é empregado com frequência para descrever as atividades de produção e uso do etanol combustível. (CRUZ, 2016)

Com o desenvolvimento de novas tecnologias, a sociedade se viu dependente de produtos com origem fóssil, em especial os derivados do petróleo, como fonte de energia. Com este aumento da procura, houve a redução de disponibilidade destes recursos, gerando, nas últimas décadas, o aumento de pesquisas na busca de fontes energéticas renováveis alternativas ao petróleo e seus derivados. Com este panorama, surgiram os biocombustíveis, compostos que podem substituir a gasolina no abastecimento automotivo, como por exemplo o etanol e o biodiesel (CASTRO, 2021).

Os biocombustíveis têm se tornado uma importante fonte de energia alternativa. São produzidos a partir de fontes renováveis, chamada biomassa, que tem a produção específica para este fim ou a partir de resíduos orgânicos de algum processo, caracterizando a biomassa residual, sendo conhecidas como biocombustíveis de primeira e segunda geração, respectivamente (CASTRO, 2021).

Nas últimas décadas, o Brasil se destacou como maior produtor de etanol por via fermentativa em razão do investimento em técnicas de produção industrial. Apesar disso, uma grande parte de suas unidades produtoras, ainda, apresenta possibilidade de melhoras tanto de projeto quanto operacionais (ANDRIETTA *et al.*, 1994).

A modelagem matemática é a área do conhecimento que estuda maneiras de desenvolver e implementar modelos matemáticos de sistemas reais (AGUIRRE, 2004). Pode ser definida também como uma alternativa de representação, por equações matemáticas, para os balanços de massa e energia de cada componente do biorreator (CASTRO, 2001).

A pesquisa em modelagem matemática de processos fermentativos reportada na literatura técnica especializada refere-se basicamente às reações que ocorrem no interior da célula. Dessa forma, a modelagem matemática de processos fermentativos pode ser definida como a tentativa de representar, através de equações matemáticas, os balanços de massa para cada componente do biorreator associados às complexas transformações bioquímicas que ocorrem nos processos e às velocidades com que estas reações se processam.(BUENO, 2006). A formulação de um modelo matemático deve, segundo alguns autores, possuir um comprometimento entre o grau de complexidade razoável e solução (esforço computacional) economicamente desejável. Por sua vez, a simulação do processo corresponde a sua análise (por exemplo, sua otimização), através do modelo matemático proposto (BORZANI *et al.*, 2001).

A exigência básica para se avaliar o comportamento dinâmico de um processo químico é a disponibilidade de um modelo matemático que descreva como os estados (variáveis de interesse) do processo variam com o tempo. Dado um conjunto de dados de entrada, um modelo pode ser utilizado para prever a saída (ou “resposta”) de um processo. O desenvolvimento da modelagem matemática dos processos fermentativos permite atingir entre outros, os seguintes objetivos: organizar informações desconexas a respeito dos fenômenos biológicos num conjunto coerente; pensar (e calcular) logicamente a respeito de quais componentes e interações são importantes num sistema complexo; descobrir novas estratégias para explicar o comportamento das células submetidas a determinados ambientes;

corrigir falhas eventualmente existentes no entendimento convencionadas de determinados fenômenos e, finalmente, entender as características qualitativamente essenciais de determinados processos (BORZANI *et al.*, 2001)

Muitos processos industriais são não lineares e, portanto, complicados de descrever matematicamente. No entanto, sabe-se que muitos processos não lineares podem ser controlados satisfatoriamente usando controladores PID, desde que os parâmetros do controlador sejam bem ajustados. A experiência prática mostra que este tipo de controle faz muito sentido por ser simples e baseado em 3 tipos básicos de comportamento: proporcional (P), integrativo (I) e derivativo (D). Em vez de usar um pequeno número de controladores complexos, um número maior de controladores PID simples é usado para controlar processos mais simples em uma montagem industrial, a fim de automatizar determinado processo mais complexo. (VUKIĆ, 2002)

O controlador PID e seus diferentes tipos, como os controladores P, PI e PD, são hoje blocos de construção básicos no controle de vários processos. Apesar de sua simplicidade, eles podem ser usados para resolver até problemas de controle muito complexos, especialmente quando combinados com diferentes blocos funcionais, filtros (compensadores ou blocos de correção), seletores etc. O desenvolvimento contínuo de novos algoritmos de controle garante que o tempo de PID controlador não passou e que este algoritmo básico tem seu papel a desempenhar no controle do processo. Sendo o controle PID a espinha dorsal de muitos sistemas de controle complexos. (VUKIĆ, 2002)

2 OBJETIVO

2.1 Geral

Construir um modelo matemático para a modelagem e simulação da malha de controle de biorreatores para o controle automático da fermentação alcoólica, utilizando a linguagem *Python* e avaliar o desempenho do biorreator.

2.2 Específicos

Aplicar o modelo cinético de reação: Andrietta (2003). Analisando seu efeito durante o processo de controle.

Utilizar os principais tipos de controladores: Controle *On-off*; Controle Proporcional ou P; Controle Proporcional e Integral ou PI; Controle Proporcional e Derivativo ou PD; Controle Proporcional, Integral e Derivativo ou PID.

Comparar os valores obtidos de produtividade para a fermentação contínua com fermentação em batelada

Promover perturbações do tipo degrau e observar qual controlador responde melhor.

Avaliar o modo de controle à retroalimentação (P, PI, PD e PID) mais adequado à variável de controle.

3 REVISÃO DA LITERATURA

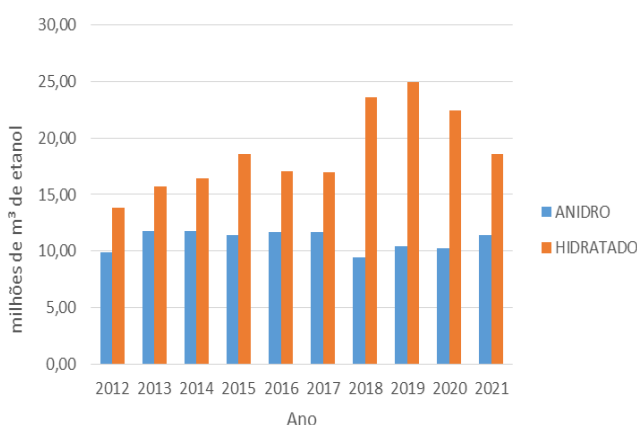
3.1 Etanol e o setor sucroenergético

O etanol é um composto orgânico utilizado no Brasil como combustível automotivo ou aditivo na gasolina. Obtido principalmente através da fermentação do caldo da cana-de-açúcar ou do milho por microrganismos da espécie *Saccharomyces cerevisiae*. A Resolução ANP nº 19, de 15 de abril de 2015, estabelece os principais parâmetros de qualidade do etanol, dentre eles está a diferenciação em duas categorias principais: Etanol Anidro Combustível (EAC) e Etanol Hidratado Combustível (EHC).

A Resolução ANP nº 19, de 15 de abril de 2015 estabelece que o EAC é caracterizado pelo teor alcoólico mínimo de 99,3° (INPM) Instituto Nacional de Pesos e Medidas, composto apenas de etanol ou álcool etílico. Já o EHC é uma mistura hidro alcoólica com teor alcoólico entre de 92,5 a 94,6° (INPM) composto por álcool etílico ou etanol.

O etanol é um exemplo de combustível renovável, cujo uso é consagrado no Brasil. De acordo com os dados da Companhia Nacional de Abastecimento – Conab (2022), o setor sucroalcooleiro no Brasil no ano de 2021 produziu 29,997 milhões de m³ de etanol. Desse total, 38,10% de etanol anidro e 61,90% de etanol hidratado, como observa-se na Figura 3.1 O relatório do Conab aponta que o total de cana moída na safra 2021/2022 foi de 578,77 milhões de toneladas.

Figura 3.1 – Produção anual de etanol em m³ no Brasil.

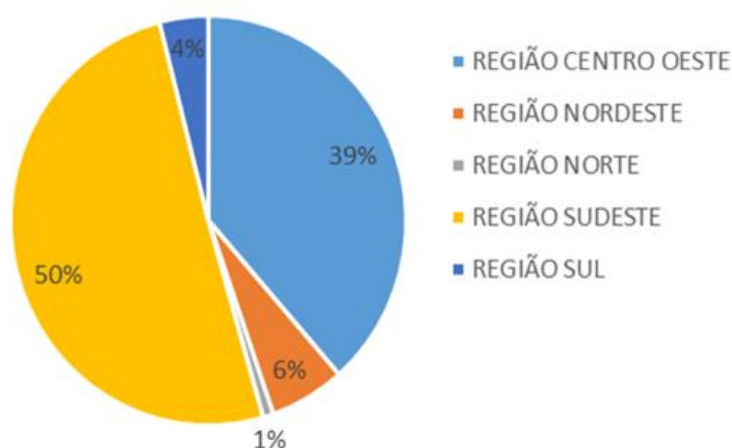


Fonte: CONAB (2022)

A mistura do etanol anidro na gasolina C (também conhecida como gasolina “comum”) foi de 20% entre janeiro de 2012 e abril de 2013; e entre maio de 2013 e 15/03/2015 foi de 25%. A partir de 16/03/2015 passou a ser de 27%, conforme Portaria MAPA nº 105 de 28/02/2013.

Em relação à produção do álcool, segundo a Conab (2022) a Região Sudeste segue liderando a produção de etanol no Brasil com 50% da produção total em 2021, seguido da região Centro-Oeste (39%) e Nordeste (6%), como observado na Figura 3.2.

Figura 3.2 – Produção regional de etanol por região no Brasil em 2021.



Fonte: CONAB (2022)

3.2 Processos fermentativos

A principal espécie utilizada na fermentação alcoólica é a *Saccharomyces cerevisiae* é caracterizada como um fungo unicelular reproduzindo vegetativamente por brotamento multilateral e sexualmente por meio de ascósporos. Os ascos são persistentes e contêm um a quatro ascósporos globosos. As células vegetativas são globosas, ovoidal, ou cilíndrica e aparecem butíricos e de cor creme claro, enquanto a superfície é lisa e plana. (AMORIM, 1996)

Os processos fermentativos ocorre em tanques, que denominam-se “biorreatores”, “reatores bioquímicos”, ou ainda, “reatores biológicos”, os reatores químicos nos quais ocorrem uma série de reações químicas catalisadas por

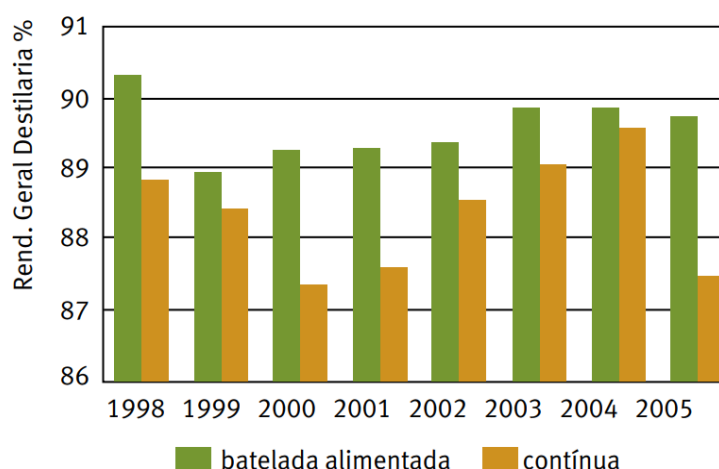
“biocatalisadores”, os quais podem ser enzimas ou células vivas (BORZANI *et al*, 2001).

A partir do ano de 1950, ocorreu um maior desenvolvimento da área de reatores, encontrando a mesma, desde então, um formidável avanço, sendo responsável pelo sucesso de muitos processos fermentativos, obviamente ao lado dos demais desenvolvimentos das áreas mais básicas, por exemplo, a microbiologia destes processos (BORZANI *et al*, 1975).

Um reator biológico pode ser operado de forma descontínua, com um inóculo por tanque ou por sistema de cortes, semicontínua, descontínua alimentada ou contínua, todos podendo trabalhar com ou sem recirculação celular (BORZANI *et al*, 1975).

Quando o Programa Nacional do Álcool foi estabelecido no Brasil todas as novas destilarias foram montadas baseadas no processo convencional de fermentação em batelada alimentada (ANDRIETTA, 1994), conhecido como “Melle-Boinot”. Fermentações industriais são realizadas com alta densidade de células, em grandes fermentadores e em curtos períodos. Aproximadamente, 85% de todas as destilarias brasileiras utilizam o processo de fermentação em batelada alimentada, enquanto os restantes 15% executam fermentações contínuas como é observado na Figura 3.3.(FINGUERUT, 2004; GODOY *et al.*, 2008).

Figura 3.3 – Produção anual de etanol em m³ no Brasil.



Fonte: Fermentec (2022)

3.3 Fermentação em batelada

O processo descontínuo simples pode ter uma descrição típica do tipo: prepara-se um certo meio de cultura que seja adequada à nutrição e desenvolvimento do microrganismo, bem como o acúmulo do produto desejado; coloca-se este meio de cultura em um biorreator (fermentador); adiciona-se o microrganismo responsável pelo processo biológico (inóculo) e se aguarda que o processo ocorra. Após um determinado tempo de fermentação, retira-se o caldo fermentado do reator e executam-se as operações unitárias necessárias para a recuperação do produto (SCHIMIDELL; FACCIOITI, 2001).

Este processo é o mais seguro quando se tem problema de manutenção e condições de assepsia, pois ao final de cada batelada imagina-se que o reator deva ser esterilizado juntamente com o novo meio de cultura, recebendo um novo inóculo, o qual poderá sofrer todos os controles necessários, a fim de assegurar a presença única do microrganismo responsável pelo processo (SCHIMIDELL; FACCIOITI, 2001). Além de menores riscos de contaminação, este processo apresenta grande flexibilidade de operação, devido ao fato de poder utilizar os fermentadores para a fabricação de diferentes produtos, a possibilidade de realizar fases sucessivas no mesmo recipiente, condição de controle mais estreito da estabilidade genética do microrganismo, assim como a capacidade de identificar todos os materiais relacionados quando se está desenvolvendo um determinado lote de produto (CARVALHO; SATO, 2001a).

A fermentação descontínua pode levar a baixos rendimentos e/ou produtividades, quando o substrato adicionado de uma só vez no início da fermentação exerce efeitos de inibição, repressão, ou desvia o metabolismo celular a produtos que não interessam (CARVALHO; SATO, 2001).

O biorreator batelada será sempre usado como base para as comparações de eficiências atingidas com relação aos outros processos, mas a sua baixa eficiência estimula o surgimento de formas alternativas (SCHIMIDELL; FACCIOITI, 2001).

O processo descontínuo simples pode ter uma descrição típica do tipo: prepara-se um certo meio de cultura que seja adequada à nutrição e desenvolvimento do microrganismo, bem como o acúmulo do produto desejado;

coloca-se este meio de cultura em um fermentador, ou seja, um biorreator; adiciona-se o microrganismo responsável pelo processo biológico (inóculo) e se aguarda que o processo ocorra. Após um determinado tempo de fermentação, retira-se o caldo fermentado do reator e executam-se as operações unitárias necessárias para a recuperação do produto (SCHIMIDELL; FACCIOTTI, 2001).

3.4 Fermentação contínua

O processo contínuo caracteriza-se por ser um sistema que pode operar por longos períodos em estado estacionário. A manutenção de volume constante no reator significa a necessidade de se contar com vazões idênticas de alimentação e de retirada do meio (SCHIMIDELL; FACCIOTTI, 2001).

A fermentação contínua é um processo que requer maior conhecimento do comportamento do microrganismo no meio em que ele atua. Os fatores operacionais (pH, temperatura, concentração de substrato, etanol e biomassa entre outros) influenciam na produtividade do sistema exigindo maior controle do processo (ATALA *et al.*, 2000).

Para garantir a conversão do substrato em etanol, a implementação da unidade de reciclagem de células no sistema de tanque único para fermentação contínua mostrou-se vantajosa em concentrações de alimentação baixas. A produtividade aumentou à medida que a taxa de diluição aumentou, a produtividade do sistema de reciclagem de células de estágio único tornou-se maior do que a da fermentação descontínua. No entanto, quando a taxa de diluição é aumentada pode haver uma quantidade significativa de açúcar não convertido. Comparando com o sistema de reciclagem de células de dois tanques, o sistema de reciclagem de células de estágio único teve uma produtividade de etanol ainda maior para fermentação contínua em baixa concentração de açúcar na alimentação. No entanto, a fermentação contínua com reciclagem de células em dois tanques pode oferecer uma maior produtividade, reduzindo a inibição do produto e do substrato, especialmente em concentrações de açúcar na alimentação maiores. (WANG *et al.*, 2013)

As principais vantagens do processo contínuo sobre os descontínuos são (CARVALHO, 2005; FACCIOTTI, 2001):

- Menores equipamentos;
- Tempo de uso otimizado ou maior capacidade de fermentação com os mesmos equipamentos;
- Rendimento médio alto;
- Tempo de fermentação e paradas minimizadas;
- Obtenção de caldo fermentado uniforme;
- Menores gastos com mão de obra;
- Maior facilidade no emprego de controles avançados.

Porém, também há desvantagens como (FACCIOTTI, 2001):

- Possibilidade presente de infecção;
- Possibilidade de ocorrência de mutações genéticas espontâneas;
- Possibilidade de seleção de mutantes menos produtivos;
- Dificuldades de operação em estado estacionário.

3.5 Fermentação em Batelada Alimentada

Segundo Lessmann (1993) o processo batelada-alimentada pode ser observado como um processo fermentativo no qual um ou mais nutrientes são fornecidos gradualmente ao biorreator durante o cultivo e no qual os produtos permanecem no mesmo até o final do processo. Esse processo é utilizado quando se procura diminuir o efeito inibitório causado pelo excesso de substrato podendo ser controlado pela vazão.

Os processos em batelada alimentada são eficientes e versáteis na grande maioria dos processos fermentativos. Em tais processos, especialmente naqueles com altas densidades celulares, a produtividade é alta devido ao grande número de células viáveis no meio de fermentação (COSTA; LIMA; ALVES, 1996).

A vazão de alimentação pode ser constante ou variar com o tempo, e a adição de mosto pode ser de forma contínua ou intermitente (CARVALHO e SATO, 2001). Devido à flexibilidade de utilização de diferentes vazões de enchimento dos

reatores com meio nutriente, é possível controlar a concentração de substrato no fermentador, de modo que, por exemplo, o metabolismo microbiano seja deslocado para uma determinada via metabólica, levando ao acúmulo de um produto específico (CARVALHO e SATO, 2001).

O desenvolvimento de uma estratégia de alimentação apropriada é um ponto importante em cultivo de fermentação em batelada alimentada. Várias estratégias têm sido desenvolvidas para controlar a concentração de nutrientes dentro do intervalo ótimo, e tem sido aplicada para a cultura de células de alta densidade de vários micro-organismos (LEE et al., 1999). Segundo Guidini (2013) o processo “Melle-Boinot” foi introduzido com o intuito de aumentar a produtividade em relação à batelada, que tem baixa produtividade e é lenta. Algumas vantagens podem ser citadas, como:

- Economia de açúcar para a reprodução celular;
- Maior rendimento em etanol;
- Eliminação de contaminantes pela centrifugação ou sedimentação do meio fermentado (separação de células de levedura);
- Fermentação mais pura devido ao tratamento do leite de levedura (tratamento ácido);
- Eliminação da necessidade de cultura pura no preparo do “pé de cuba”, prática exigida no processo clássico, diminuindo, portanto, a complexidade das operações na planta;
- Grande potencial para a automação de processos e redução de custos operacionais.

Esse processo é caracterizado pelo ciclo do fermento, que é separado do mosto fermentado por meio de centrífugas ou sedimentadores, utilizando a diferença de dimensões e densidades. Durante esse processo, muitas bactérias presentes no mosto são removidas, garantindo alta pureza ao leite de levedura resultante. Depois que a levedura é separada do vinho, ela é tratada com ácido sulfúrico em uma cuba de tratamento. As bactérias remanescentes e as células velhas de levedura são eliminadas devido à alta concentração de íons hidrogênio, enquanto as células jovens resistem bem ao baixo pH. Após o tratamento ácido, o fermento retorna ao

processo de fermentação como pé-de-cuba, o que pode contribuir para reduzir os custos operacionais. (VIEGAS, 1999; BORGES, 2008).

Choi et al. (2010) citam a redução de custos ao se utilizar levedura floculante em reator batelada alimentada com a recuperação de células sem a utilização de centrifugas, utilizando apenas sedimentadores. Durante a produção de etanol por fermentação em batelada alimentada utilizando leveduras floculantes os custos podem ser reduzidos na recuperação das células, pois as células floculantes são facilmente separadas do meio sem o uso da centrifugação.

3.6 Fatores que influenciam a fermentação

A *Saccharomyces cerevisiae* é um microrganismo com alta tolerância à acidez, de forma que no processo de tratamento do fermento ela é tratada em solução aquosa de ácido sulfúrico em unidades chamadas cubas ou pré-fermentadores. Nas cubas as leveduras são mantidas a pH de 2,0 a 3,2 durante aproximadamente uma hora para reduzir a contaminação do fermento por outras variedades microbianas. A fermentação alcoólica propriamente dita é conduzida em um pH na faixa de 4,0 a 5,0, que além de inibir a ação de microrganismos contaminantes, traz rendimentos alcoólicos mais elevados, devido à baixa produção de glicerol (DARÉ, 2008).

A temperatura também é uma variável que interfere sobremaneira no rendimento do processo fermentativo. A temperatura ótima para a produção de etanol por *Saccharomyces cerevisiae* se encontra na faixa entre 26 °C e 35 °C. As leveduras são capazes de produzir álcool com alto rendimento a temperaturas mais elevadas, até 40 °C, mas em temperaturas mais altas a produtividade é prejudicada por uma maior inibição do produto, além de favorecer a contaminação bacteriana e haver maior formação de espuma (AMORIM, 1996).

A cinética da fermentação é afetada também pela presença do próprio etanol e do açúcar no meio. Para concentrações alcoólicas acima de 15 g/L o efeito da inibição pelo produto se torna significativa; idem para o efeito de inibição pelo substrato a concentrações de açúcares maiores do que 150 g/L (PORTO, 2005),

Outros fatores que podem interferir na qualidade do processo de fermentação incluem, por exemplo, a qualidade da matéria prima utilizada, presença de aditivos

químicos e antibióticos, íons em solução, floculação celular, qualidade da centrifugação, limpeza e assepsia (DIAS, 2008).

O modelo cinético mais simples para representar o fermentação é o modelo Monod (Equação 3.1). Esse modelo apresenta a velocidade específica como dependente da concentração de substrato limitante no meio (S), no caso da produção de etanol a concentração de sacarose (MONOD, 1949).

$$\mu_x = \mu_{m\acute{a}x} \left(\frac{S}{K_s + S} \right)$$

Equação 3.1

Na qual, $\mu_{m\acute{a}x}$ representa velocidade máxima de crescimento celular (h^{-1}), K_s representa a constante de saturação ($g.L^{-1}$) A constante K_s é conhecida também como constante de Monod. K_s representa a concentração de substrato em que a velocidade de crescimento é metade da velocidade máxima (MONOD, 1949).

Às vezes, o modelo Monod descreve adequadamente a cinética fermentativa, porém não é viável quando há componentes metabólicos tóxicos que inibem o crescimento celular. A ausência da inibição é uma situação pouco comum na prática, principalmente durante um cultivo descontínuo em que há um crescente acúmulo de metabólitos que acabam interferindo desfavoravelmente sobre o metabolismo e crescimento celular (HISS, 2001). Devido a esses fatores, outros diversos modelos com diferentes níveis de complexidade foram desenvolvidos ao longo do tempo.

O modelo cinético que tido como base para determinar a fermentação alcoólica será o modelo de Andrietta (2003) que se baseia na influência da inibição pela concentração celular, inibição pelo substrato, inibição por produto e inibição por concentração celular, conforme descrito na Equação 3.2 a seguir:

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{k_s + S + \frac{S^2}{k_i}} \right) \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{max}} \right)^m$$

Equação 3.2

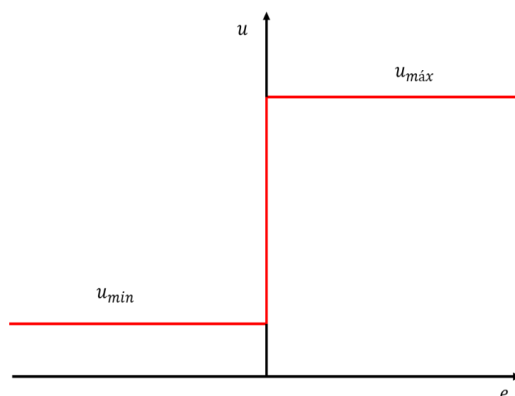
3.7 Controladores

Os controles de processo são uma mistura entre a estatística e a disciplina de engenharia que lida com o mecanismo, arquiteturas e algoritmos para controlar um processo. O papel do controle de processo mudou ao longo dos anos e é continuamente moldado pela tecnologia. O papel tradicional do controle de processo nas operações industriais era contribuir para a segurança, minimizar o impacto ambiental e otimizar os processos, mantendo a variável do processo próxima aos valores desejados. Geralmente, tudo o que requer monitoramento contínuo de uma operação envolve o papel de um engenheiro de processo. Em anos anteriores, o monitoramento desses processos era feito na unidade e mantidos localmente pelo operador e engenheiros. Hoje, muitas fábricas de produtos químicos passaram para automação total, o que significa que engenheiros e operadores são auxiliados pelo DCS – *Distributed Control System*, que se comunica com os instrumentos no campo. (WOOLF, 2022)

3.7.1 Controlador *On-Off*

O controlador *On-off* é a forma de controlador mais simples que existe e consiste em um circuito comparador que compara o sinal de entrada com dois sinais de referência, chamados de limite inferior e superior. Quando o sinal de entrada fica menor que o limite inferior, ou seja, U_1 (Figura 3.4) a saída do controlador é ativada e o atuador é acionado com sua potência máxima. Quando o sinal de entrada fica maior que o limite superior U_2 (Figura 3.4), a saída é desligada e o atuador desligado.

Figura 3.4 – Controle de processo utilizando controlador *On-off*.



Fonte: Autor

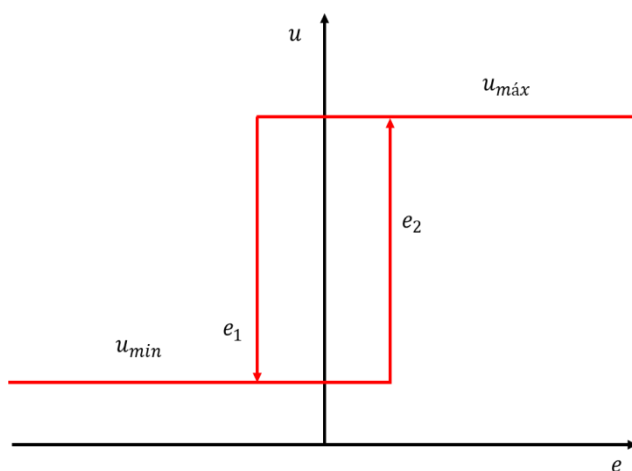
A diferença entre o limite superior e o inferior é chamada de histerese. Normalmente, a histerese é ajustável de forma tal que o *set-point* fique entre o limite inferior e o superior. Desta forma o sistema de controle fica oscilando de um valor máximo à um mínimo e não atinge nenhum valor específico. Como o sinal de controle $u(t)$ pode assumir apenas dois valores (Equação 3.3), conforme o erro seja positivo ou negativo (VUKIĆ, 2002). Em outras palavras tem-se:

$$u(t) = \begin{cases} U_{\text{Mín}} & \text{se } e(t) > 0 \\ U_{\text{Máx}} & \text{se } e(t) < 0 \end{cases}$$

Equação 3.3

Tarrasco (2018), ressalta que esse tipo de função pode ser implementado como um simples comparador ou mesmo um relé físico. Note que a função $u(t)$ neste caso existe uma inconsistência em zero e, na presença de ruídos, poderia ocorrer chaveamentos espúrios, que eventualmente podem causar danos ou desgaste acelerado do equipamento quando o sinal $e(t)$ for próximo de zero. Para evitar este tipo de problema, utiliza-se na prática os controladores do tipo liga-desliga com histerese mostrado na Figura 3.5.

Figura 3.5– Controle de processo utilizando controlador *On-off* com histerese.

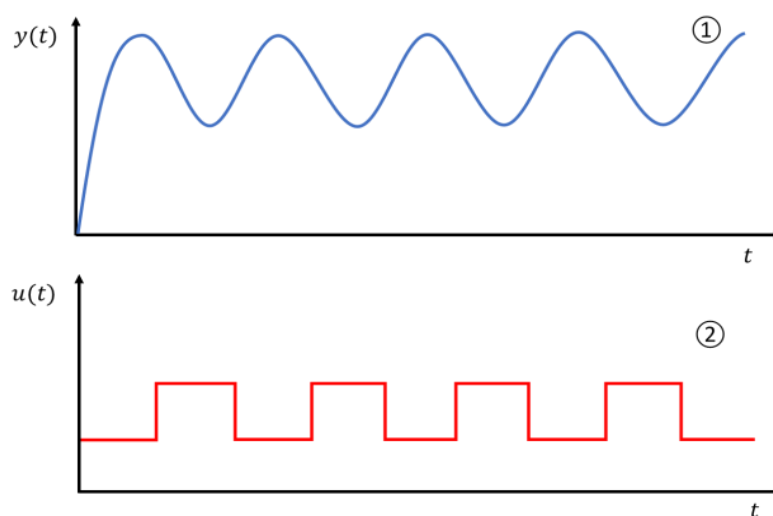


Fonte: Autor

Com este tipo de controlador existe o seguinte comportamento, se $u(t) = U_2$, é necessário que o valor de $e(t)$ desça abaixo de $-E_1(t)$ para que haja um chaveamento para U_1 . Todavia, se $u(t) = U_1$, é necessário que o valor de $e(t)$ ultrapasse o valor de $E_2(t)$ para que haja um chaveamento para U_2 como observa-se na Figura 3.5. O

gráfico da Figura 3.6 mostra a curva de resposta em malha fechada e o respectivo sinal de controle para um sistema com controlador liga-desliga com histerese. Note que, em regime permanente, a saída do sistema apresenta uma oscilação em torno do valor de referência. Este fato denota a baixa precisão obtida com este tipo de controlador. A amplitude e a frequência da oscilação são funções do intervalo $[E_1, E_2]$. (VUKIĆ, 2002)

Figura 3.6 – Controle de processo utilizando controlador *on-off*.



Fonte: Autor

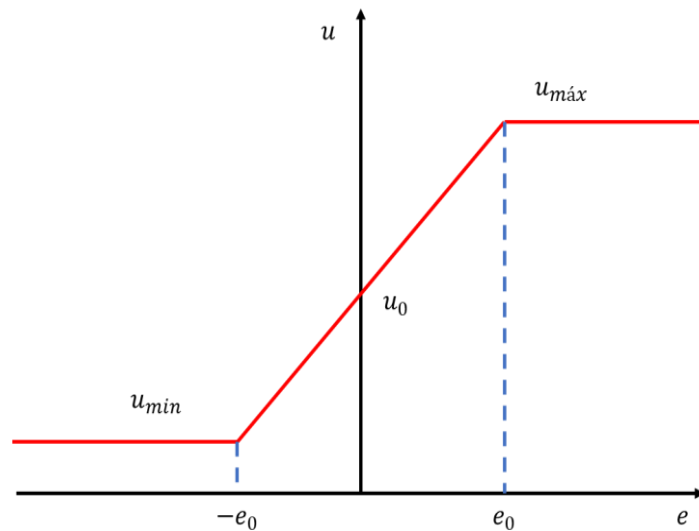
3.7.2 Controlador proporcional (P)

O controle proporcional é uma forma de controle de *feedback*. É uma das formas mais simples de controle contínuo que pode ser usada em um sistema em malha fechada. O controle minimiza a flutuação na variável do processo, mas nem sempre leva o sistema ao ponto de ajuste desejado. Ele fornece uma resposta mais rápida do que a maioria dos outros controladores, permitindo inicialmente que o controlador P responda alguns segundos mais rápido. (CORRIPIO, 2012)

O controlador P correlaciona linearmente a saída do controlador (sinal de atuação) ao erro (diferença entre o sinal medido e o valor de referência). Este comportamento é ilustrado matematicamente na Equação 3.4 e também é ilustrado graficamente na Figura 3.7.

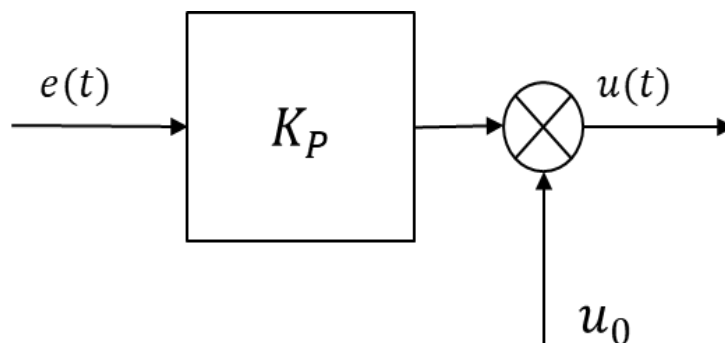
$$u(t) = \begin{cases} u_{min} & \text{se } e(t) < 0 \\ u_0 + k_p e(t) & \text{se } -e_0 \leq e(t) < e_0 \\ u_{m\acute{a}x} & \text{se } e(t) \geq 0 \end{cases}$$

Equação 3.4

Figura 3.7 – Comportamento do controlador Proporcional.

Fonte: Autor

Sabendo que os dois valores limite do erro na parte linear pode ser reescrito pela proporção de $2e_0$. Sabendo que $2e_0 = \frac{u_{max}-u_{min}}{k_p}$, se levar em consideração que $u_{max} - u_{min} = 100\%$, assim o intervalo do erro será proporcionalmente a quantidade necessária para produzir uma variação de 100% no valor inicial. Assim, baseado na Equação 3.3. O componente proporcional tem a seguinte estrutura representada na Figura 3.8.

Figura 3.8 – Estrutura do controlador do tipo P.

Fonte: Autor

Reescrevendo $u(t) = u_0 + k_p e(t)$ na forma $e(t) = \frac{u(t)-u_0}{k_p}$, uma alternativa para verificar o erro do controlador é analisando no estado estacionário a erro através de duas condições serem satisfeitas em estado estacionário $e_{ES} = \frac{u(t)-u_0}{k_p}$ se tornará zero se uma das duas condições a seguir forem obedecidas.

$$k_p \rightarrow \infty$$

Equação 3.5

Ou ainda,

$$u(t) = u_0$$

Equação 3.6

A Equação 3.5 que demonstra a primeira condição transforma o controlador proporcional em um controlador *On-off* que possui diversas desvantagens. A segunda condição representada na Equação 3.6 é satisfeita quando o valor de entrada que produz o resultado desejado é conhecido, ou seja, o valor no estado estacionário é conhecido e igual a u_0 . Em outras palavras, para obter o valor de erro no estado estacionário igual a zero, deve-se escolher valores diferentes de u_0 dependendo do valor escolhido de referência na saída (VUKIĆ, 2002).

No entanto, à medida que o sistema se torna mais complexo (ou seja, algoritmo mais complexo), a diferença de tempo de resposta pode se acumular, permitindo que o controlador P possivelmente responda alguns minutos mais rápido. Embora o controlador P ofereça a vantagem de um tempo de resposta mais rápido, ele produz um desvio do ponto de ajuste. Esse desvio é conhecido como *offset* e geralmente não é desejado em um processo (VUKIĆ, 2002).

A existência de um deslocamento implica que o sistema não pode ser mantido no ponto de ajuste desejado em regime permanente. É análogo ao erro sistemático em uma curva de calibração, onde há sempre um erro fixo e constante que impede a linha de cruzar a origem. O deslocamento pode ser minimizado combinando o controle somente P com outra forma de controle, como o controle I ou D. É importante notar, no entanto, que é impossível eliminar completamente o deslocamento, que está implicitamente incluído em cada equação (GOMES, 2000).

3.7.3 Controlador proporcional integral (PI)

O controle integral é uma segunda forma de controle por *feedback*. Segundo Wolf et al. (2022) é frequentemente usado porque é capaz de remover quaisquer desvios que possam existir. Assim, o sistema retorna tanto ao estado estacionário quanto à sua configuração original. Um erro negativo fará com que o sinal para o sistema diminua, enquanto um erro positivo fará com que o sinal aumente. No entanto, os controladores somente do tipo integral são muito mais lentos em seu tempo de resposta do que os controladores somente proporcional porque são dependentes de mais parâmetros.

O controlador integral proporcional correlaciona a saída do controlador com a integral do erro. A integral do erro é tomada em relação ao tempo. É o erro total associado ao longo de um período especificado. (COUGHANOWR et al, 1991). Este comportamento de controle integral é ilustrado matematicamente na Equação 3.7 a seguir:

$$u(t) = K_p e(t) + K_I \int e(t) dt + c(t_0)$$

Equação 3.7

A ação de controle integral consiste em aplicar um sinal de controle $u(t)$ proporcional à integral do sinal $e(t)$. Onde T_i é chamado de *tempo integral* ou *reset-time*. A ação integral tem assim uma função "armazenadora de energia". É possível observar que se a partir de um determinado tempo t o erro $e(t)$ é igual a zero o sinal de controle será mantido em um valor constante proporcional a "energia armazenada" até o instante t . Este fato permitirá, no sistema em malha fechada, obter-se o seguimento de uma referência com erro nulo em regime permanente, pois a ação integral garantirá a aplicação ao processo de um sinal de controle constante (GOMES, 2000).

Assim sendo, sob um ponto de vista matemático, a ação integral permite aumentar o tipo do sistema, ou seja, a nova função de transferência em malha aberta permite obter-se erro nulo em regime permanente a determinadas referência do tipo. Pelo mesmo raciocínio, a utilização de uma ação integral possibilitará a rejeição assintótica de certas perturbações de carga na saída do processo do tipo. A

ação integral esta então diretamente ligada a melhoria da precisão do sistema. Entretanto, a introdução de um pólo na origem na função de transferência em malha aberta, tende a piorar a estabilidade relativa do sistema em malha fechada ou mesmo torná-lo instável. Por este motivo, esta ação de controle em geral não é aplicada de maneira isolada. (GOMES, 2000)

3.7.4 Controlador proporcional derivativo (PD)

Outro tipo de ação utilizado em controladores é o controle derivativo. Ao contrário dos controles somente P e somente I, o controle D é uma forma de controle *feedforward* quando utilizado apenas o termo derivativo. Segundo Wolf et al. (2022) o controlador PD antecipa as condições do processo analisando a mudança no erro. Ele funciona para minimizar a mudança de erro, mantendo assim o sistema em uma configuração consistente. Ao contrário dos controladores proporcionais e integrais, os controladores derivativos não guiam o sistema para um estado estacionário. Devido a esta propriedade, os controladores D devem ser acoplados aos controladores P, I ou PI para controlar adequadamente o sistema. Os controladores PD são definidos a seguir pela Equação 3.8:

$$u(t) = K_P e(t) + K_D \frac{de}{dt} + c(t_0)$$

Equação 3.8

A derivada de uma função está relacionada intuitivamente com a tendência de variação desta função em um determinado instante de tempo. Assim, aplicar como controle um sinal proporcional à derivada do sinal de erro é equivalente a aplicar uma ação baseada na tendência de evolução do erro. A ação derivativa é então dita *antecipatória* ou *preditiva* e tende a fazer com que o sistema reaja mais rapidamente. Este fato faz com que a ação derivativa seja utilizada para a obtenção de respostas transitórias mais rápidas, ou seja, para a melhora do comportamento dinâmico do sistema em malha fechada. Observe que no caso em que, em regime permanente, o sinal de erro é constante a ação derivativa será igual a zero, ou seja, esta ação atua apenas durante a resposta transitória (Gomes, 2000).

3.7.5 Controlador proporcional integral derivativo (PID)

O controle proporcional integral derivativo é uma combinação de todos os três tipos de métodos de controle. Segundo Wolf et al. (2022) o controle PID é mais comumente usados porque combina as vantagens de cada tipo de controle. Isso inclui um tempo de resposta mais rápido devido ao controle somente P, juntamente com o deslocamento diminuído/zero dos controladores derivativos e integrais combinados. O controle PID correlaciona a saída do controlador ao erro, integral do erro e derivada do erro. Este comportamento de controle PID é ilustrado matematicamente na Equação 3.9 a seguir:

$$u(t) = K_p e(t) + K_D \frac{de}{dt} + K_I \int e(t) dt + c(t_0)$$

Equação 3.9

3.8 Interpretador *Python*

Python é uma linguagem fácil de aprender e poderosa. Ela tem estruturas de dados de alto nível eficientes e uma abordagem simples mas efetiva de programação orientada a objetos. A elegância de sintaxe e a tipagem dinâmica de Python aliadas com sua natureza interpretativa, o fazem a linguagem ideal para programas e desenvolvimento de aplicações rápidas em diversas áreas e na maioria das plataformas. (PYTHON SOFTWARE FOUNDATION, 2020).

O interpretador Python e a extensiva biblioteca padrão estão disponíveis gratuitamente em código ou na forma binária para e pode ser livremente distribuído. O mesmo endereço contém distribuições de diversos módulos, programas e ferramentas gratuitos produzidos por terceiros e documentação adicional. (PYTHON SOFTWARE FOUNDATION, 2020).

O interpretador Python pode ser facilmente estendido com novas funções e tipos de dados implementados em C ou C++ (ou outras linguagens chamadas a partir de C). Python também é adequada como uma linguagem de extensão para aplicações personalizáveis. (PYTHON SOFTWARE FOUNDATION, 2020).

4 METODOLOGIA

Para o desenvolvimento dos modelos matemáticos que representam o processo, alguns pressupostos teóricos foram assumidos:

- O reator opera com mistura perfeita, ou seja, partículas pontuais;
- A temperatura é mantida constante;
- O volume das bolhas de gás é desprezível.

A resolução das equações se deu através do ambiente *Google Collaboratory* utilizando linguagem *Python* e as bibliotecas: *Matplotlib*, *numpy*; E *Excel*, utilizando o pacote *Solver*.

4.1 Processo em batelada

Os dados experimentais utilizados na modelagem do processo em batelada foram provenientes do trabalho de Tosetto (2002). A autora analisa o comportamento cinético da levedura *Saccharomyces cerevisiae* Y904 em mostos preparados com 9 méis diferentes. Os méis foram provenientes de nove unidades produtoras de açúcar e álcool, sendo duas amostras de cada empresa. Neste estudo, para encontrar os parâmetros cinéticos da Equação 3.2 foi utilizado os dados da fermentação do mel da Usina BEN-1.

4.1.1 Desenvolvimento do modelo matemático

As equações matemáticas foram deduzidas a partir da equação geral do balanço de massa para cada componente de interesse no reator: concentração de células (X), concentração de etanol (P) e concentração de substrato (S). No processo em batelada não há fluxo de material, portanto a taxa de acúmulo de um componente deve ser igual à taxa de formação ou consumo devido às reações dentro do reator.

Balanço de massa para as células (X):

$$\frac{d(X, V)}{dt} = r_X \cdot V$$

Equação 4.1

Balanço de massa para o substrato (S):

$$\frac{d(S, V)}{dt} = r_S \cdot V$$

Equação 4.2

Balanço de massa para o etanol (P):

$$\frac{d(P, V)}{dt} = r_P \cdot V$$

Equação 4.3

Onde V é o volume útil do reator (L) e r é a taxa de formação do componente devido à reação ($\text{g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$). Devido à formação de produto estar associada ao crescimento microbiano, os valores das taxas de reação (r) podem ser relacionados entre si, de modo a gerar fatores de conversão (HISS, 2001). Essa relação é apresentada na Equação 4.4.

$$r_X = X \cdot \mu_X = r_S \cdot \gamma_{X/S} = r_P \cdot \frac{\gamma_X}{\gamma_P}$$

Equação 4.4

Onde $\gamma_{P/S}$ é o fator de conversão de substrato em produto (rendimento da reação – Equação 4.5) e $\gamma_{X/S}$ é o fator de conversão de substrato em células (Equação 4.6).

$$\gamma_{P/S} = \frac{\text{Quantidade gerada de Etanol}}{\text{Quantidade consumida de Substrato}} = \frac{P - P_0}{S_0 - S}$$

Equação 4.5

$$\gamma_{X/S} = \frac{\text{Quantidade gerada de células}}{\text{Quantidade consumida de Substrato}} = \frac{X - X_0}{S_0 - S}$$

Equação 4.6

Por se tratar de uma batelada simples, não alimentada, o volume é constante. Substituindo os fatores de conversões e admitindo a hipótese de volume constante, os balanços dinâmicos para cada componente da fermentação em batelada são apresentados nas equações abaixo.

$$\frac{dX}{dt} = \mu_X \cdot X$$

Equação 4.7

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{\gamma_{X/S}} \cdot \mu_X \cdot X$$

Equação 4.8

$$\frac{dP}{dt} = \frac{\gamma_{P/S}}{\gamma_{X/S}} \cdot \mu_X \cdot X$$

Equação 4.9

O termo μ_X é substituído pelo modelo cinético de interesse. Neste trabalho foi utilizado apenas o modelo cinético de Andrietta (2003), para evitar a influência do modelo cinético na análise do sistema de controle. Para tanto, os parâmetros da equação estão determinados com base nos dados experimentais de Tosetto (2002) para fermentação em batelada.

E para determinar os parâmetros cinéticos, foi utilizada a seguinte função objetivo – Equação 4.1 - para otimizar os parâmetros cinéticos através da *Software* EXCEL® com o pacote *Solver* utilizando o método *GRG – Generalized Reduced Gradient* não linear.

$$\sum_{i=1}^n \left[\sqrt{\left(\frac{S_i^{Sim.} - S_i^{Exp.}}{S_i^{Exp.}} \right)^2} + \sqrt{\left(\frac{X_i^{Sim.} - X_i^{Exp.}}{X_i^{Exp.}} \right)^2} + \sqrt{\left(\frac{P_i^{Sim.} - P_i^{Exp.}}{P_i^{Exp.}} \right)^2} \right] = 0$$

Equação 4.10

O método GRG, segundo Sacoman (2012) é tido desde sua primeira implementação computacional estável (GRGA-1975), até a presente data, como um dos métodos mais eficiente para solução de problemas gerais de programação não-linear. E possui diversas aplicações, principalmente em otimizações de projetos de engenharia.

4.2 Processo contínuo

Foram testados diferentes tipos de controladores, variando o valor das constantes de controle (K_P , K_I , K_D) no intervalo de 10^{-1} a 10^{-3} . Em seguida o

controlador que obteve o melhor desempenho foi utilizado como referência para montar o controlador PID com melhor desempenho. Primeiramente, testando o controlador proporcional Assim, o valor que obtivesse o melhor resultado seria utilizado nos controladores seguintes, ou seja, os controladores PD e PI. Por fim, utilizar os melhores resultados dos testes anteriores para utilizar no controlador PID e comparar com o processo em batelada. Em todos os testes foram causadas perturbações do tipo degrau para verificar como se dava o comportamento dos controladores fora do *setpoint*.

A modelagem foi baseada em condições de operação de uma indústria real, considerados o trabalho de Porto (2005). Segundo Porto (2005) as coletas foram feitas nas unidades fermentativas da Usina Alvorada Açúcar e Alcool, localizada em Araporã, MG, no período de julho a outubro do ano de 2002 e Usina Clealco – Usina Clementina de Açúcar e Alcool, localizada em Clementina, SP, nos meses de julho e agosto de 2002.

O reator utilizado possui um volume útil de 514 m^3 . A vazão média de caldo (F_x), reciclo (F_R), Alimentação F_z são respectivamente $35 \text{ m}^3/\text{h}$, $40 \text{ m}^3/\text{h}$ e $10 \text{ m}^3/\text{h}$. Após determinação do melhor controlador foram utilizados dois cenários para comparação: No primeiro, a concentração inicial do caldo (S_0) será de 160 g/l , a concentração celular (X_0) $17,69 \text{ g/L}$ em regime de batelada até consumir todo o substrato e realizar a fermentação até seu nível máximo. Já no segundo cenário, a concentração inicial (S_0) será reduzida para 10 g/L e o restante do substrato será adicionado através do controlador (S_c) até atingir a mesma quantidade de substrato adicionado durante o cenário anterior, a concentração celular (X_0) $17,69 \text{ g/L}$.

A seguir o balanço do processo, considerando o estado estacionário:

Balanço de massa para as células:

$$0 = F_{i-1} \cdot X_{i-1} - F_i \cdot X_i + r_X \cdot V$$

Equação 4.11

Balanço de massa para o substrato:

$$0 = F_{i-1} \cdot X_{i-1} - F_i \cdot X_i - r_S \cdot V$$

Equação 4.12

Balanço de massa para o produto:

$$0 = F_{i-1} \cdot X_{i-1} - F_i \cdot X_i + r_p \cdot V$$

Equação 4.13

Onde F é vazão volumétrica (L.h⁻¹). Considerando-se os fatores de conversão apresentados na Equação 4.4, têm se, então os balanços dinâmicos para os componentes da fermentação para as equações 4.14, 4.15 e 4.16, apresentados nas equações abaixo respectivamente.

Balanço Global:

$$0 = F_{i-1} - F_i$$

Balanço de massa para as células:

$$0 = \frac{F_{i-1} \cdot X_{i-1} - F_i \cdot X_i}{V} + \mu_x \cdot X_i$$

Equação 4.14

$$0 = \frac{F_{i-1} \cdot S_{i-1} - F_i \cdot S_i}{V} - \frac{1}{\gamma_{X/S}} \cdot \mu_x \cdot X_i$$

Equação 4.15

Balanço de massa para o produto:

$$0 = \frac{F_{i-1} \cdot P_{i-1} - F_i \cdot P_i}{V} + \frac{\gamma_{P/S}}{\gamma_{X/S}} \cdot \mu_x \cdot X_i$$

Equação 4.16

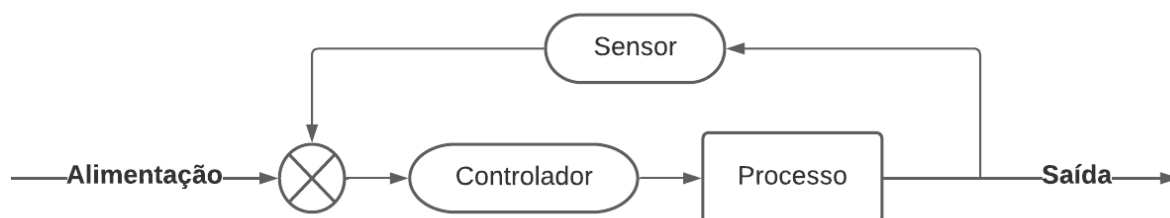
O sistema de equações possui no total três equações. No caldo há apenas substrato enquanto no reciclo há a presença de produto, substrato e células. Novamente, o termo μ_x é substituído pelo modelo cinético de interesse. Neste trabalho será utilizado foi utilizado apenas o modelo cinético de Andrietta (2003) representado pela equação 3.1, para evitar a influência do modelo cinético na análise do sistema de controle.

4.3 Definição da malha de controle:

A malha de controle desenvolvida para controlar a concentração de substrato dentro reator segue o arranjo segundo a Figura 4.1, desse modo os valores de saída do reator são utilizados para corrigir a vazão de entrada de substrato, ou seja, o

método de controle utilizado nesse sistema será o controle por retroalimentação, também conhecido como *feedback*.

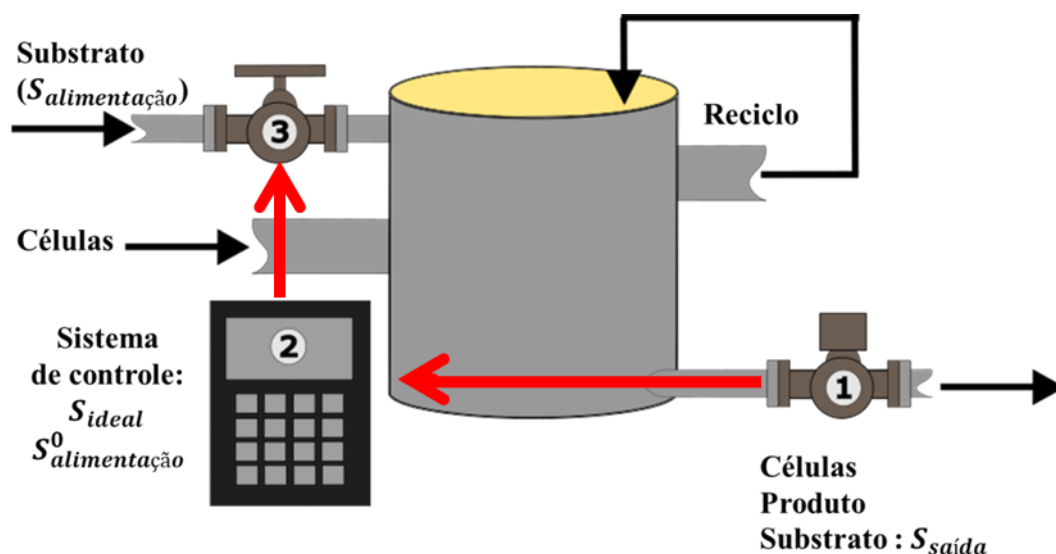
Figura 4.1 – Configuração do sistema de controle para fermentação etanólica



Fonte: Autor

Assim, o sinal de saída do sensor (representado pelo número 1 na Figura 4.2) vai sair e vai ser trabalhado pelo controlador (representado pelo número 2 na Figura 4.2) que vai determinar quantidade de ajuste que será realizado para abertura ou fechamento da válvula de alimentação (representado pelo número 3 na Figura 4.2).

Figura 4.2 – Sistema de controle para fermentação etanólica.



Fonte: Autor

Assim, durante o processo de controle, a variável $S_{alimentação}$ está ajustada baseada tanto no valor da constante $S_{alimentação}^0$ que representa o valor inicial da concentração de alimentação no bioreator, quanto da constante S_{ideal} que

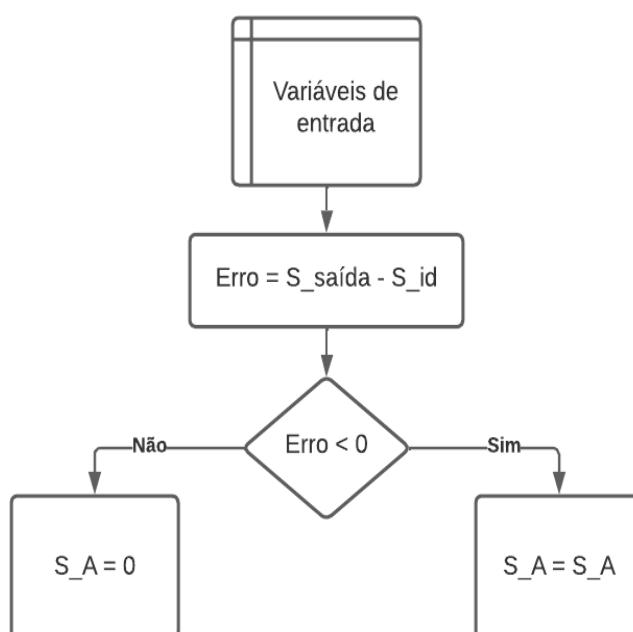
representa o valor de referência para concentração na saída no reator, ou seja, esse é o valor que o controlador deve alcançar durante o decorrer do processo.

Neste trabalho também foi avaliado qual controlador responde melhor a perturbações do tipo degrau, ou seja, uma mudança súbita de uma variável do processo pode ser aproximada por uma mudança tipo degrau de magnitude predeterminada. Nesse caso a variável com esse tipo de mudança foi a variável. Assim, durante o processo foram realizadas perturbações degrau à $\pm 20\%$ do valor de referência durante meia hora até a estabilização.

4.3.1 Controlador *On-off*

Como é sabido, o controlador *On-off* alterna seu valor de saída em apenas dois valores durante toda cada iteração. Neste caso, foram utilizados dois valores específicos: $S_{alimentação} = 0$ se $erro < 0$ ou $S_{alimentação} = S_{alimentação}^0$ caso o $erro > 0$. Assim foi possível montar o algoritmo que compõe o sistema de controle *On-off* como é observado na Figura 4.3. Que compara os valores de saída do reator a cada iteração e verifica com um condicional se é necessário desligar a alimentação ou não.

Figura 4.3 – Fluxograma para o controlador *On-off*



Fonte: Autor

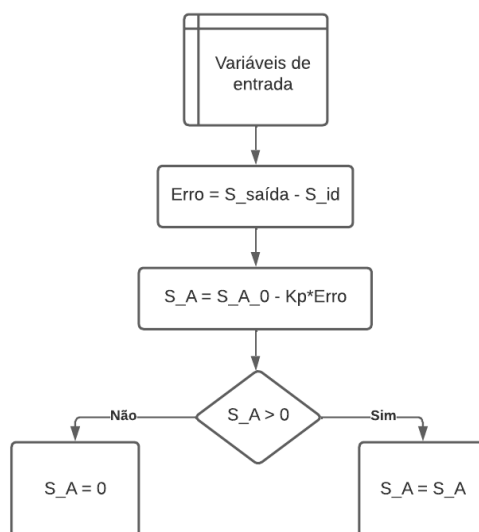
Todavia, caso se queira diminuir a atividade do controlador com chaveamentos constantes é possível determinar valores diferentes de erro para ação do controlador. Dessa maneira o controlador *On-off* alterna seu valor de saída em apenas dois valores. Neste caso, podem ser utilizados dois valores específicos: $S_{alimentação} = 0$ se ou $S_{alimentação} = S_{alimentação}^0$ caso o erro $< Limite_{superior}$, o que faria com que na Figura 4.3 necessitasse de mais um condicional em seu processo de controle. Todavia, não houve mudança significativa no controle com histerese durante os testes, fazendo com que fosse desconsiderado da análise.

4.3.2 Controlador P (Proporcional)

O controlador proporcional é uma alternativa ao controlador *On-off*. A variação da alimentação segue uma relação linear com a variação do erro da saída, ajustado por uma constante a qual é denominada frequentemente por K_p , foram adotados alguns valores para chegar no valor que apresentava o melhor tempo de resposta.

Como a oscilação do erro determinava alguns valores negativos para a alimentação, fez-se necessário colocar um condicional que bloqueava a “Alimentação negativa” que causava um processo oscilatório desnecessário para o processo. Desse modo, como podemos observar na Figura 4.4 a seguir, toda vez que uma iteração era realizada no processo, caso o valor da alimentação fosse negativo ele seria igualado a zero.

Figura 4.4 – Fluxograma para o controlador proporcional.



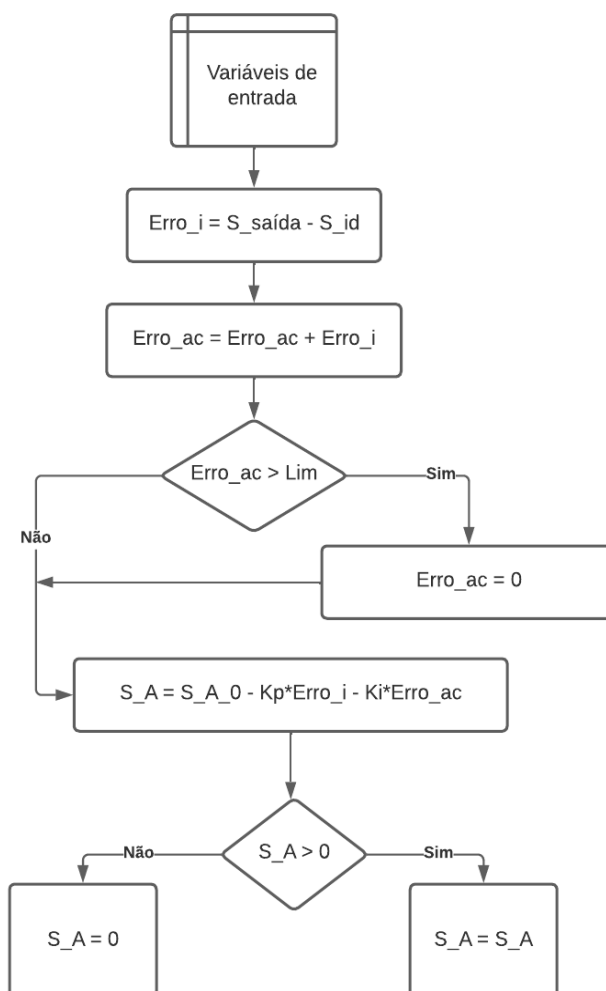
Fonte: Autor

4.3.3 Controlador *PI* (Proporcional e Integral)

O controlador proporcional integral é a junção do controlador proporcional e também da ação de controle integral. Este tipo de controle se torna uma alternativa ao controlador P. A variação da alimentação segue uma relação linear com a variação do erro da saída, ajustado por uma constante a qual é denominada frequentemente por K_p , assim como uma relação com a integral do erro ajustado pela constante K_i durante um período de tempo foram adotados alguns valores para chegar no valor que apresentava o melhor tempo de resposta.

Como a oscilação do erro pode variar entre alguns valores negativos para a alimentação foi adotada a alternativa de colocar um condicional que bloqueava a “Alimentação negativa” que causava um processo oscilatório desnecessário para o processo. Desse modo, como podemos observar na Figura 4.5 a seguir, toda vez que uma iteração era realizada no processo, caso o valor da alimentação fosse negativo ele seria igualado a zero. Além disso, outro problema existe no controlador integral que é o acúmulo de erro que pode fazer com que o processo se torne instável e não saia do processo oscilatório. Para aprimorar o controlador, quando o erro acumulado atingisse uma quantidade superior ao limite estabelecido dentro do algoritmo esse erro se tornaria igual a zero e o processo continuaria seguindo. Desse modo, o sistema de controle integral não deixa de funcionar dentro do processo iterativo.

Figura 4.5 – Fluxograma para o controlador PI.

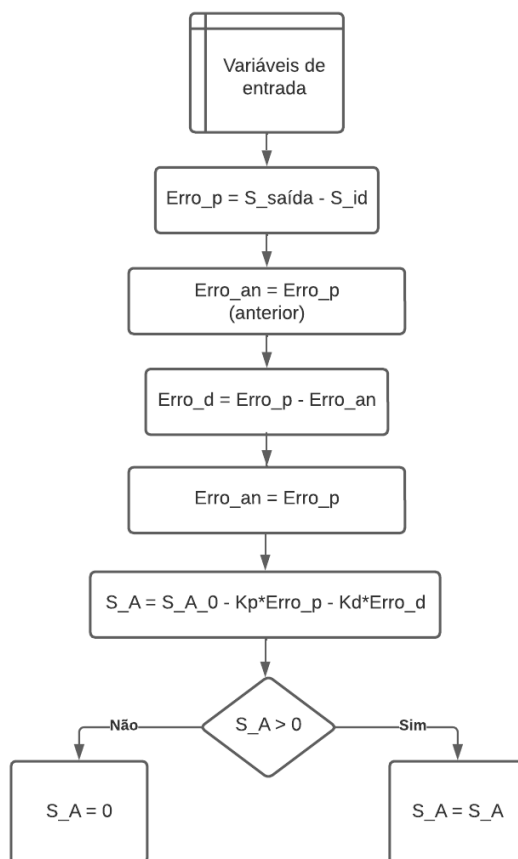


Fonte: Autor

4.3.4 Controlador *PD* (Proporcional e Derivativo)

O controlador proporcional integral e derivativo é a junção do controlador proporcional e também da ação de controle derivativo. Este tipo de controle se torna uma alternativa ao controlador P. A variação da alimentação segue uma relação linear com a variação do erro da saída, ajustado por uma constante a qual é denominada frequentemente por K_p , assim como uma relação com a derivada do erro ajustado pela constante K_D durante um período de tempo. Foram adotados alguns valores para chegar no valor que apresentava o melhor tempo de resposta.

Figura 4.6 – Fluxograma para o controlador PD.



Fonte: Autor

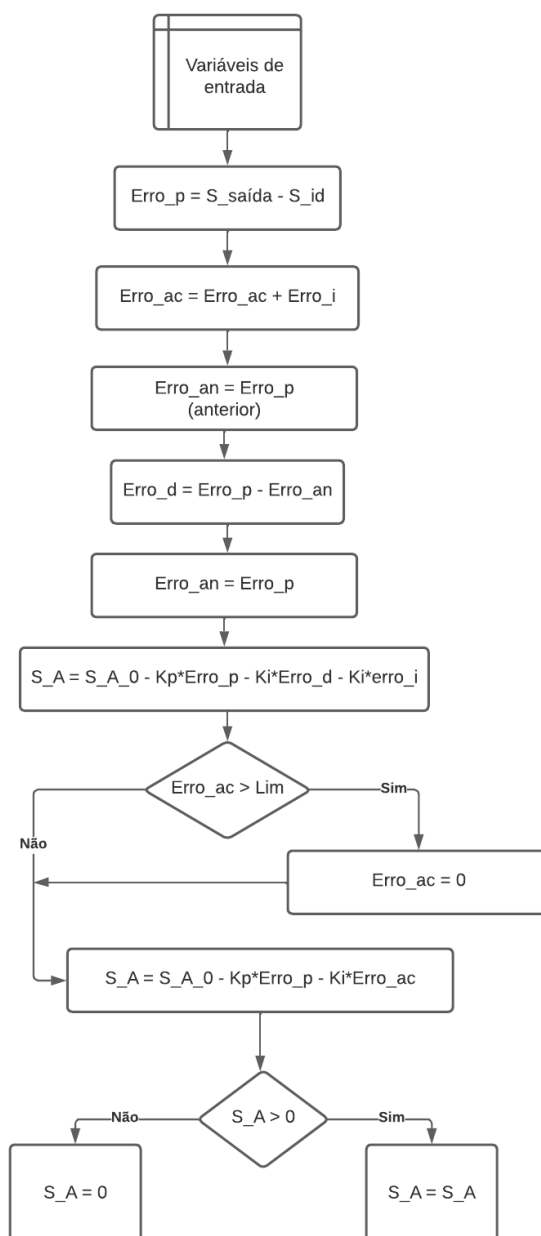
Neste controlador também existe a oscilação do erro entre alguns valores negativos para a alimentação. Por isso, foi adotada a alternativa de colocar um condicional que bloqueava a “Alimentação negativa” que causava um processo oscilatório desnecessário para o processo. Desse modo, como podemos observar na Figura 4.6, toda vez que uma iteração era realizada no processo, caso o valor da alimentação fosse negativo ele seria igualado a zero. Além disso, outro problema existe no controlador integral que é o acúmulo de erro que pode fazer com que o processo se torne instável e não saia do processo oscilatório.

4.3.5 Controlador *PID* (Proporcional, Integral e Derivativo)

O controlador proporcional integral e derivativo é a junção dos três tipos de ação de controle estudadas neste trabalho. Este tipo de controle se torna uma alternativa ao controlador PI e PD. A variação da alimentação segue uma relação linear com a variação do erro da saída, ajustado por uma constante a qual é denominada frequentemente por K_p , assim como uma relação com a integral do erro

ajustado pela constante K_I durante um período de tempo assim como uma relação com a integral do erro ajustado pela constante K_D durante um período de tempo foram adotados alguns valores para chegar no valor que apresentava o melhor tempo de resposta.

Figura 4.7 – Fluxograma para o controlador PID.



Fonte: Autor

Como é observado na Figura 4.7, é possível observar que o fluxograma produzido a seguir é muito semelhante aos anteriores, pois, para retornar para qualquer condição anterior basta igualar qualquer umas das constantes (K_P , K_I , K_D).

E baseado nos valores analisados das ações de controle anteriores foi possível estimar uma condição ideal para o processo.

5 RESULTADOS

A seguir pode ser observado os resultados a cerca do sistema em batelada utilizando os dados de fermentação do mel da Usina BEN publicados por Tosetto (2002) e o modelo cinético de Andrieta (2003) obtido através da otimização dos parâmetros da Equação 3.2 pelo pacote *Solver* do EXCEL[®]. É possível comparar os valores simulados com os valores experimentais na Tabela 5.1.

Tabela 5.1: Resultados experimentais (Exp.) e Simulados para o processo fermentativo.

$S_{Exp.}(g/L)$	$S_{Sim}(g/L)$	$X_{Exp.}(g/L)$	$X_{Sim.}(g/L)$	$P_{Exp.}(g/L)$	$P_{Sim}(g/L)$
162,33	162,33	17,69	17,69	0	0,00
153,35	146,02	18,08	18,17	9,35	8,58
138,88	128,53	18,76	18,58	18,49	18,14
110,88	109,81	20,22	19,28	28,93	27,66
90,57	89,55	21,89	20,81	41,09	39,45
64,01	68,56	23,3	22,50	52,43	51,94
43,89	47,99	23,83	23,93	60,27	63,63
29,68	28,23	24,36	24,43	69,3	70,94
15,86	13,83	24,58	24,78	72,57	76,75
4,07	4,67	24,61	24,87	70,61	77,66
0,05	0,04	24,19	24,73	73,22	72,72

Fonte: (Tosetto (2002), Autor)

Dessa forma foi possível estimar os melhores valores dos parâmetros cinéticos na Tabela 5.2 que atingia o menor valor da função objetivo representada pela Equação 4.10 para o processo em batelada. Para a concentração de substrato foi obtido $R^2 = 0,9959$; Para a concentração de células $R^2 = 0,9671$ e para a concentração de produto $R^2 = 0,9940$.

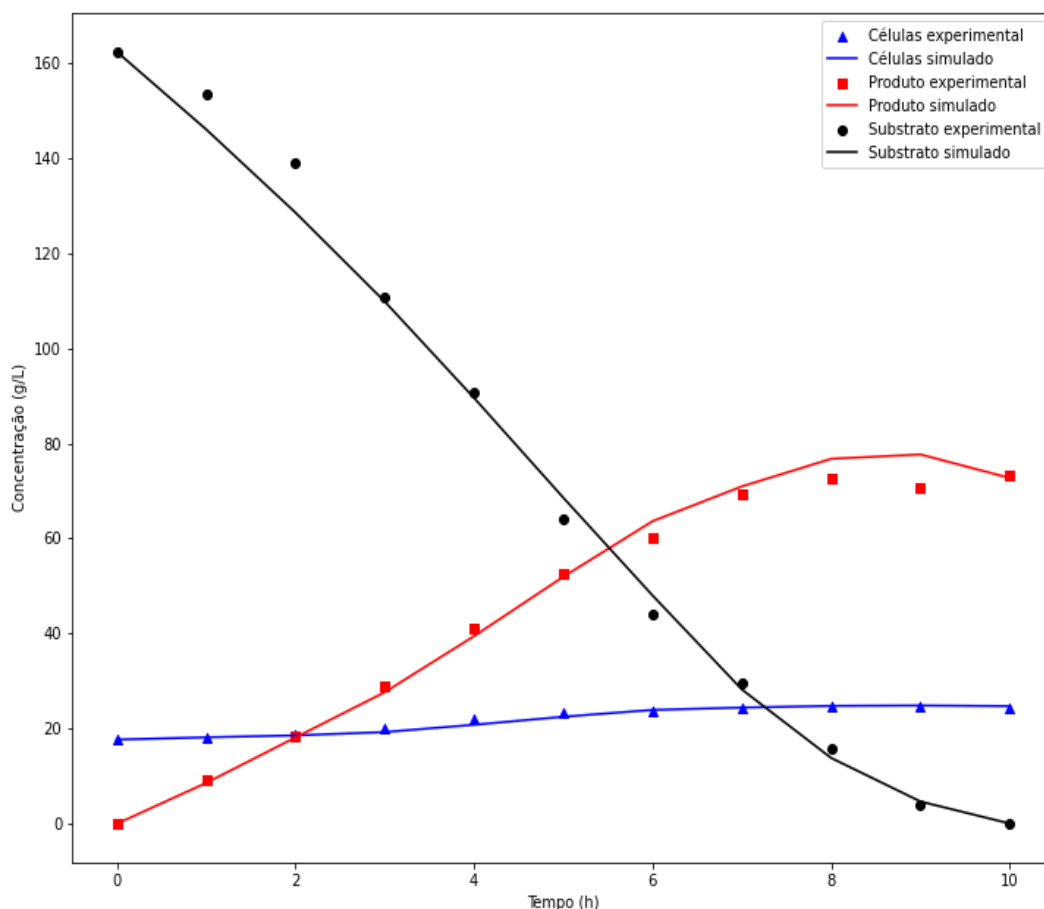
Tabela 5.2: Constantes da equação de Andrieta (2003)

$\mu_{max}(h^{-1})$	$K_S(g.L^{-1})$	$K_I(g^2.L^{-2})$	$\gamma_{X/S}$	$\gamma_{X/P}$	$P_{max}(g.L^{-1})$	$X_{max}(g.L^{-1})$	m	n
1,07	165,09	4,52	0,03	0,53	83,16	105,042	2,23	1,40

Fonte: (Autor)

Em trabalhos anteriores, que também foi necessário a determinação dos parâmetros cinéticos como por exemplo em Zanardi (2016) os mesmos parâmetros de Tossetto (2002) foram utilizados e as constantes cinéticas apresentaram valores semelhantes para cada tipo de variável. Todavia, em alguns casos os fatores como m e n se tornaram nulos para a equação de Tossetto (2002) o que pode descaracterizar a equação. Para contornar esse tipo de problema, foram utilizados chutes iniciais compatíveis com a realidade do processo, ou seja, valores não-nulos e maiores que zero e baseados no trabalho de Ascendino et al. (2017). É importante salientar que existem valores que o ajuste inicial pode ser mais manual, como por exemplo os valores máximos de etanol e células que são fatores decisivos, podem ser adicionados com base no valor respectivo a concentração nula de substrato no final da fermentação em batelada de ensaios anteriores.

Figura 5.1: Resultados experimentais e Simulados para o processo fermentativo em batelada sem controle.



Fonte: Autor

Assim, como pode ser observado na Figura 5.1 e nos dados anteriores é possível perceber que o ajuste foi satisfatório e atendeu as expectativas do processo em batelada. E apesar de que existam alguns pontos que estão fora do ajuste de curva, e esse problema não deve primordialmente ao modelo cinético, pois, como os dados foram obtidos durante o processo industrial, existem paradas que são realizadas para algum tipo de ajuste no processo devido ao alto nível de complexidade, principalmente por se tratar de uma produção ser em larga escala, fazendo com que exista o erro ligado ao processo, desviando assim do valor ideal.

Em seguida o processo fermentativo também foi analisado considerando o regime contínuo. Nesta parte do trabalho foi avaliado qual tipo de controlador obteve melhor desempenho e qual ajuste se adequou ao controle de substrato no reator e qual o impacto que esse controle teve nas outras variáveis estudadas, nesse caso o produto e a concentração celular. Durante as simulações foram realizadas perturbações do tipo degrau na alimentação do substrato durante a simulação para verificar se havia algum tipo de efeito sobre o produto ou as células. A Tabela 5.3 mostra o tempo de resposta para atingir o estado estacionário dos diferentes tipos de controladores e seus parâmetros para a perturbação mencionada. O controlador PID foi que obteve o menor tempo.

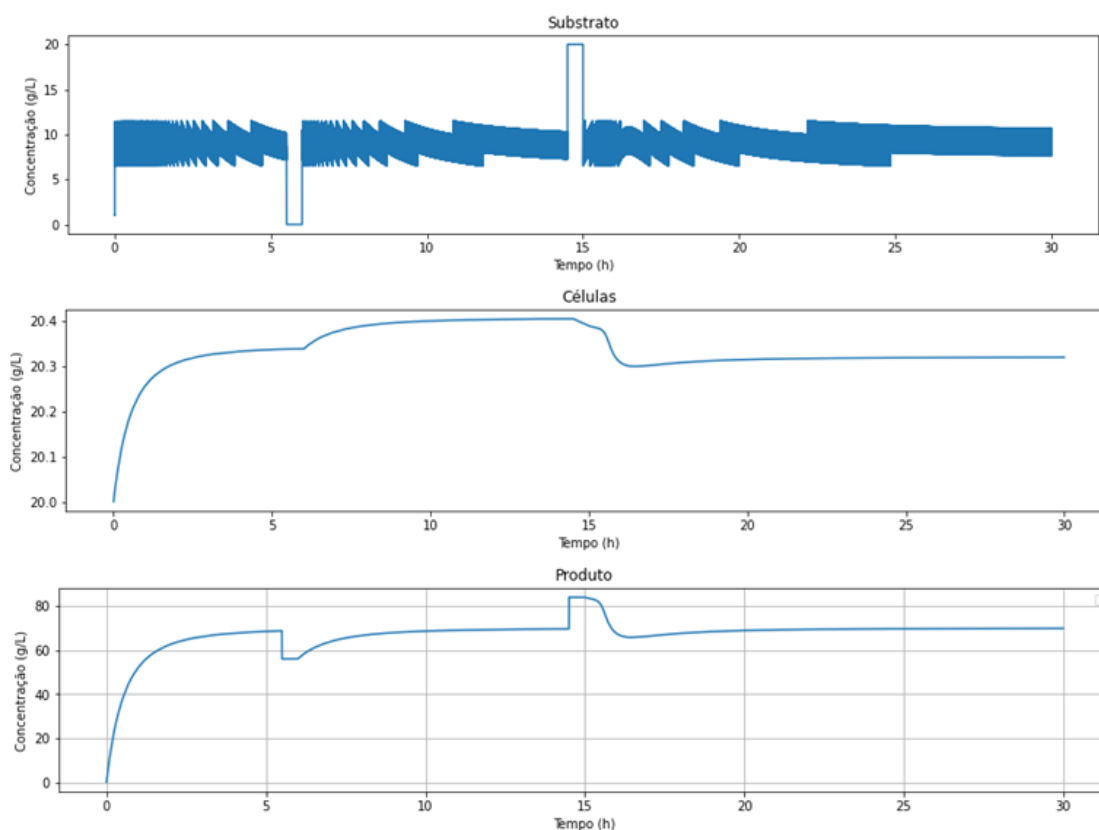
Tabela 5.3: Tempo de resposta dos controladores.

n	Controlador	kP	kI	kD	Tempo de Resposta (s)
1	On-off	-	-	-	*
2	P	0,1	0	0	1806,05
3	P	0,01	0	0	9078,01
4	P	0,001	0	0	21603,40
5	PI	0,1	0,1	0	∞
6	PI	0,1	0,01	0	7,56
7	PI	0,1	0,001	0	135,76
8	PD	0,1	0	0,1	4968,07
9	PD	0,1	0	0,01	7423,20
10	PD	0,1	0	0,001	7020,29
11	PID	0,1	0,01	0,1	0,36

Fonte: Autor

A seguir, temos os gráficos para cada tipo de controlador utilizado durante a simulação do processo. Para a realização dos testes foi também observado o comportamento transiente bem como o tempo de resposta. Baseado na identificação de oscilações constantes que porventura poderiam ser prejudiciais ao processo. Como já foi citado anteriormente, um controlador deve se ajustar ao valor de referência no menor tempo possível. Pois, essas oscilações diminuem o tempo de vida do controlador, resultando em prejuízos e riscos para o processo. A figura 5.2 apresenta os resultados para o controle *On-off* para as variáveis concentração, células e produto.

Figura 5.2: Resultados simulados para o processo fermentativo utilizando controlador *On-Off*.



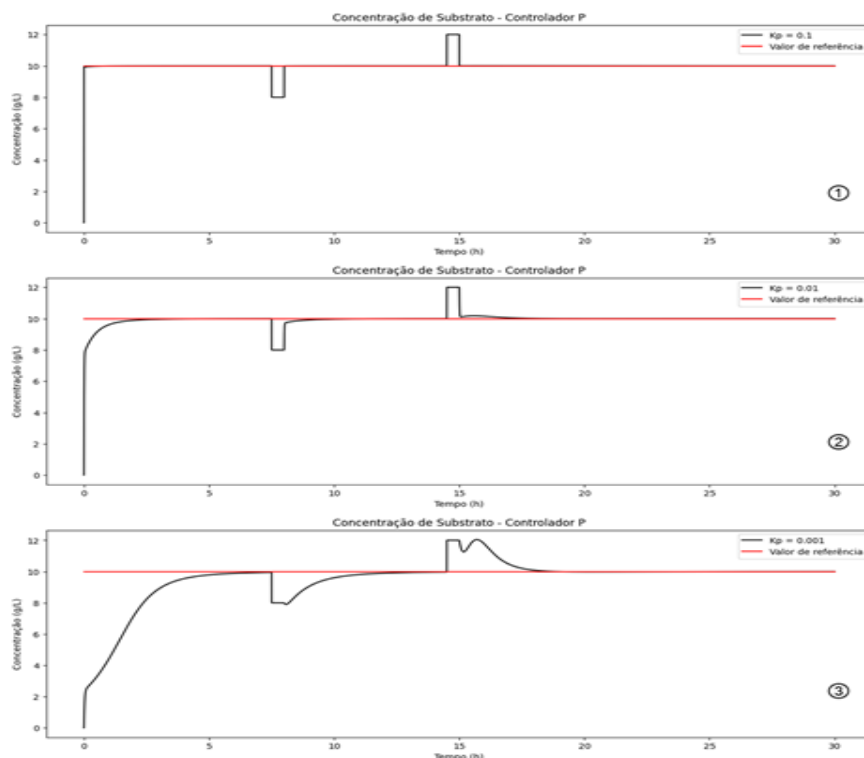
Fonte: Autor

O controlador *On-off* não foi capaz de estabilizar o processo no valor de 10 g.L⁻¹. Desse modo observa-se que o controlador necessitava de intervalos de concentração limite maiores o que tornaria inviável para o controle do processo. Uma vez que o controlador demora muito para estabilizar a concentração de produto. As repetidas ações de ligar e desligar faz com que esse tipo de controle

não seja recomendado para esse tipo de controle como observa-se na Figura 5.2, devido ao rápido desgaste do equipamento e a possíveis sobrecargas no reator.

A Figura 5.3 mostra os resultados sobre a ação de controle de controle proporcional. Variando a constante K_P no intervalo de 10^{-1} a 10^{-3} .

Figura 5.3: Resultados simulados para o teste utilizando controlador P.



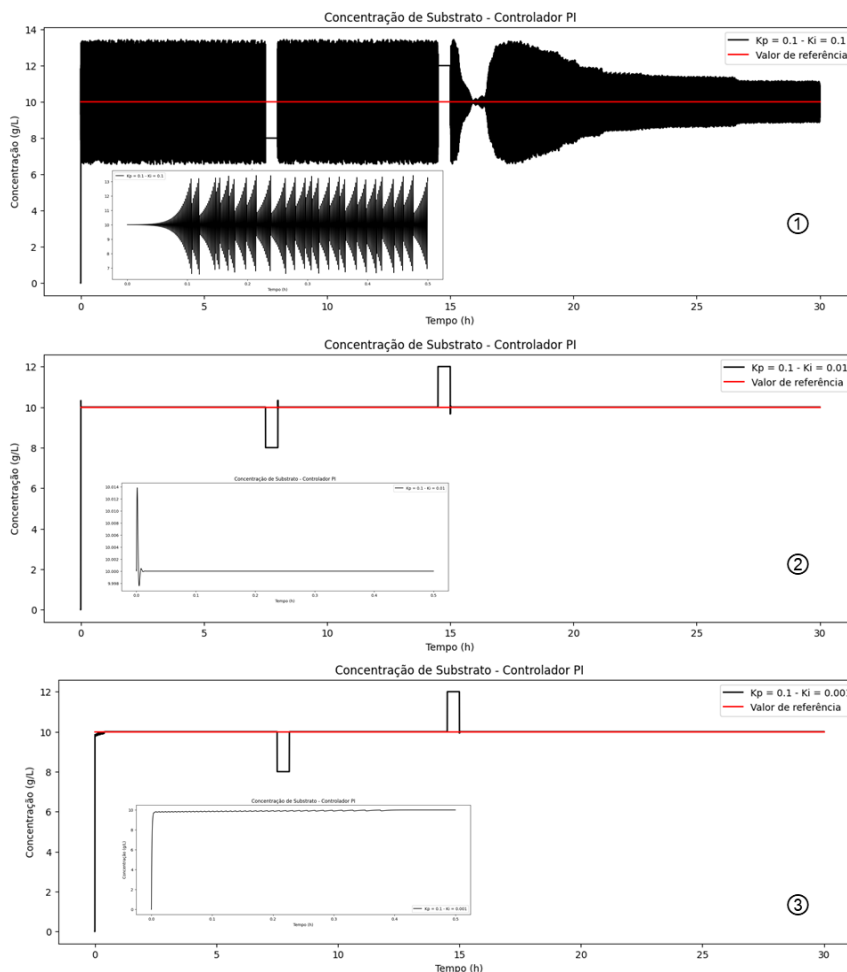
① $K_P = 0.1$ ② $K_P = 0.01$ ③ $K_P = 0.001$

Fonte: Autor

O comportamento do controlador P ocorreu como o esperado, ou seja, quanto maior o valor de K_P mais rápido foi o tempo de resposta. O tempo variou consideravelmente a depender do valor utilizado para a constante de proporcionalidade e o valor que obteve o melhor desempenho foi ao utilizar $K_P = 0,1$ (Tabela 5.3). Não houveram oscilações críticas ao utilizar esse controlador, mesmo quando realizadas perturbações do tipo degrau. Todavia, ao utilizar valores baixos para a constante foi observado um acúmulo de substrato dentro do reator.

A Figura 5.4 mostra os resultados sobre a ação de controle utilizando o controlador proporcional e integral. Variando a constante K_i no intervalo de 10^{-1} a 10^{-3} , e utilizando o melhor resultado de K_P da simulação anterior.

Figura 5.4: Resultados simulados para o teste utilizando controlador PI.

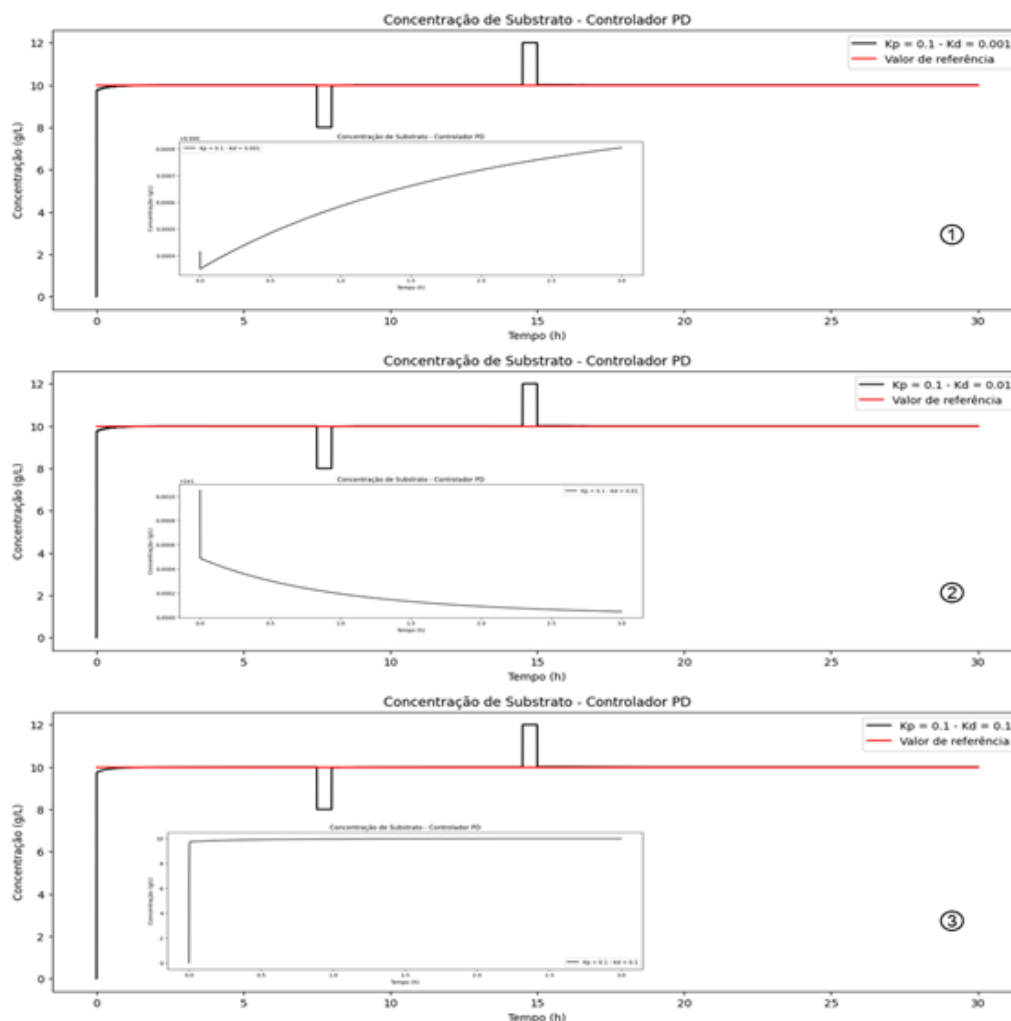


① $K_p = 0.1$ e $K_i = 0.1$ ② $K_p = 0.1$ e $K_i = 0.01$ ③ $K_p = 0.1$ e $K_i = 0.001$

Fonte: Autor

Como foi possível observar nos gráficos da Figura 5.4 nota-se que visualmente o controlador com $K_i = 0,1$ foi o que obteve o pior desempenho, isso se deve ao acúmulo de erro das iterações anteriores. No entanto não houve nenhuma mudança significativa na concentração de produto, uma vez que a margem de tolerância ($\pm 25\%$ do valor de referência) colocada era bem restritiva. Ainda assim, o risco associado a esse tipo de comportamento, não o faz um bom candidato a ser utilizado no processo. Desta forma, foi considerado utilizar o controlador PI com controlador $K_i = 0,01$ pois além de não haver oscilações significativas, o tempo de resposta foi o menor para o tipo PI (Tabela 5.3).

Figura 5.5: Resultados simulados para o teste utilizando controlador PD.



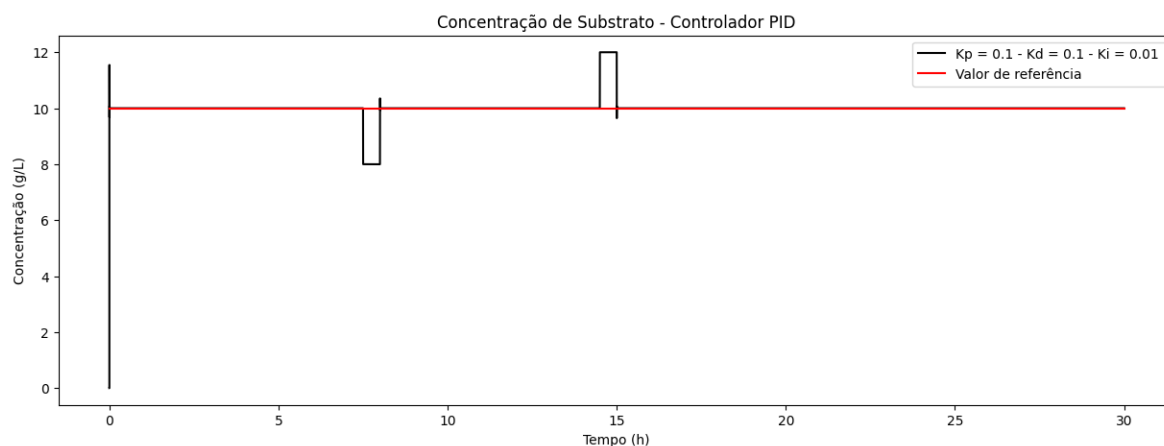
① $K_p = 0.1$ e $K_d = 0.1$ ② $K_p = 0.1$ e $K_d = 0.01$ ③ $K_p = 0.1$ e $K_d = 0.001$

Fonte: Autor

No que se refere ao controlador PD (Figura 5.5), seu melhor desempenho assim como o controlador P, foi obtido quando seu valor utilizado foi considerado $K_D = 0,1$. Em todos os casos seu comportamento foi muito semelhante. Foi muito ágil em encontrar o ponto ideal e não houve acúmulo de erro durante as simulações.

Em sequência observa-se os resultados sobre a ação de controle utilizando o controlador proporcional, integral e diferencial (Figura 5.6). Utilizando os melhores valores encontrados em relação à tempo de resposta e estabilidade. Desse modo, Utilizando as melhores condições dos controladores anteriores, ou seja, $K_p = 0,1$; $K_d = 0,1$ e $K_i = 0,01$, mas com as mesmas condições operacionais utilizadas no controlador *On-off*.

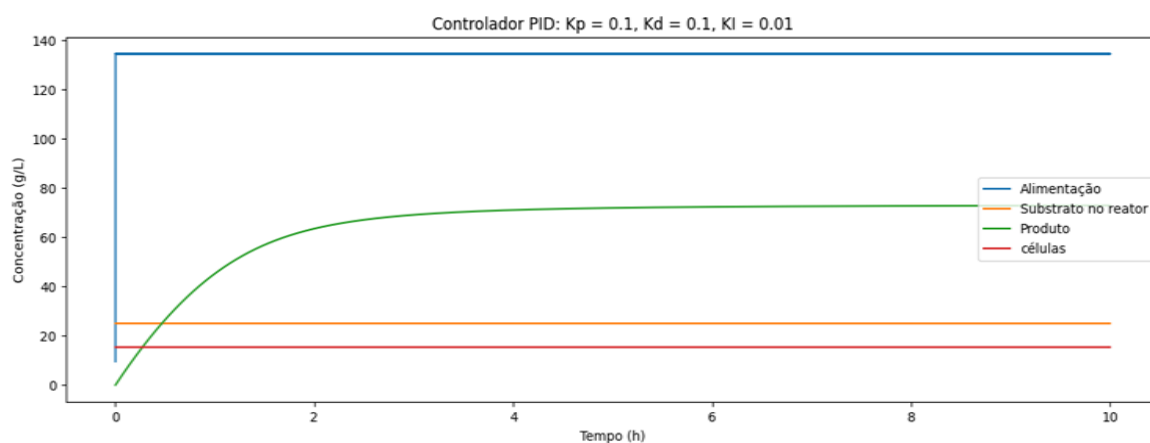
Figura 5.6: Resultados simulados para o teste utilizando controlador PID.



Fonte: Autor

Como o controlador PID foi o controlador que obteve melhor desempenho durante os testes (Tabela 5.3), este controlador foi utilizado para simular novamente em estado estacionário e seus resultados foram comparados com o processo em batelada. Com as mesmas condições operacionais utilizadas no controlador *On-off* com exceção do valor de referência para a saída que foi alterado para $17,5 \text{ g.L}^{-1}$ e o tempo de reação que foi reduzido para 10 horas para verificar a diferença com relação ao tempo, quando utilizado o processo em batelada.

Figura 5.7: Resultados simulados para o processo fermentativo utilizando controlador PID.



Fonte: Autor

Como é possível observar, existe a concordância com a literatura, onde é esperado que o controlador PID Figura 5.7 otimizado obtivesse o melhor tempo de resposta dentre os demais. Segundo Vukić (2002) é esperado que o controlador PID

seja o mais indicado nesse tipo de processo, pois, controlador PID é frequentemente usado na indústria, mas também no controle de objetos móveis quando estabilidade e seguimento de referência preciso são necessários. O Piloto automático convencional são, em sua maioria, controladores do tipo PID.

Na fermentação alcoólica de açúcares, por ação de leveduras, os principais produtos obtidos em proporções equimolares são o etanol e o dióxido de carbono, onde 100 kg de glicose rendem 51,1 kg de etanol e 48,9 kg de dióxido de carbono. O rendimento teórico baseado na estequiometria é de 51,1% em massa. A eficiência do processo é a razão entre a massa obtida de produto pela massa esperada pela estequiometria da reação. É possível observar que os resultados da Tabela 5.4 apontam que o processo obteve alta taxa de conversão do substrato ao utilizar o regime contínuo, além de ter eficiência de 6,6% a mais do que o regime em batelada como também pode ser observado na Figura 5.7.

Tabela 5.4: Resultados simulados para cada tipo de reator.

Regime	Tempo (h)	Vazão (m ³ /h)	Volume do Tanque (m ³)	Concentração de Substrato (g/L)	Concentração de produto (g/L)	Eficiência (%)
Batelada	10	*	514	162,33	73,22	0,8825
Contínuo	10	10,00	514	1346,97	653,18	0,9488

Fonte: Autor

6 CONCLUSÃO

O modelo cinético de Andrietta (2003) para a fermentação alcoólica utilizando *Saccharomyces cerevisiae* é capaz de representar muito bem o processo. Para a concentração de substrato foi obtido $R^2 = 0,9959$; Para a concentração de células $R^2 = 0,9671$ e para a concentração de produto $R^2 = 0,9940$.

A malha de controle construída para controlar a alimentação do substrato foi capaz de aumentar o rendimento do processo e reduzir os efeitos de inibição pelo substrato obtendo uma eficiência no processo de 94,88%. Dentre todos os controladores utilizados, o que obteve melhor desempenho tanto em relação a tempo de resposta e estabilidade foi o controlador PID com as constantes de controle K_I , K_P e K_D sendo 0,01; 0,1 e 0,1 respectivamente.

Também foi observado que o controlador *On-off* não é indicado para esse tipo de controle, pois não é possível estabilizar o processo e existe a possibilidade de chaveamentos constantes. O controlador PI não é indicado para esse tipo de controle devido ao risco de acúmulo de erro. O controlador PD pode ser utilizado, todavia existe a possibilidade de demorar muito para alcançar o valor de referência. Assim como o controlador P não é indicado, pois pode nunca alcançar o valor de referência.

REFERÊNCIAS

- AMORIM, H. V.; LEAO, R. M. **Fermentação Alcoólica: Ciência e Tecnologia**. Piracicaba: Fermentec, 1996. 433 p.
- ANDRIETTA, S. R.; Gambaro, V.; Fiorim, F.; Fabro, J. L.; Palmer, C. S.; Maugeri, F. (1994). **Fermentação contínua - projeto, controle e aspectos operacionais**. STAB
- ANDRIETTA, S. R., FERREIRA, E., ANDRIETTA, M. G. **Avaliação da Influência da Velocidade de Alimentação sobre o Rendimento e Produtividade dos Processos de Produção de etanol Operando em Batelada Alimentada**. Anais do Sinaferm. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 7 p. 2003.
- ANP – Agência Nacional de Petróleo. **Resolução ANP nº 19, de 15 de abril de 2015. Seção II – DAS DEFINIÇÕES, Art. 3º**. Disponível em: <https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-19-2015-2020-09-02-versao-compilada>. Acesso em 22 de setembro de 2022.
- ASCENDINO, Guilherme Guimaraes; NETO, Juan Canellas Bosch; TORRES, Laura de Oliveira Martins. **MODELAGEM DE BIORREATORES EM SÉRIE E COM RECICLO PARA A PRODUÇÃO DE ETANOL E ESTUDO DE CASO DE UMA USINA DE ÁLCOOL**. In: VIII COEN – Congresso de Engenharias da UFSJ. 2017.
- ATALA, D.I.P.; COSTA, A.C.; MACIEL FILHO, R.; MAUGERI FILHO, F. **Fermentação alcoólica com alta densidade celular: modelagem cinética e convalidação de parâmetros**. In: XIII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA. Resumos, 2000.
- BORGES, P. C. S. **Otimização dinâmica da fermentação alcoólica no processo em batelada alimentada**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2008.
- BORZANI, W.; AQUARONE, E.; LIMA, U.A. e SCHIMIDELL, W.; **Biotecnologia Industrial**; Volume 2; Editora Edgard Blucher LTDA, 2001; p 522

BORZANI, W.; CARVALHO, J.C.M.; SATO, S.; LIMA, U.A.; AQUARONE, E. **Engenharia Bioquímica**, Vol. 3, Fermentação Descontínua. cap. 9, p. 105-111. 1975.

BUENO, Tarcila. **Modelagem, simulação e controle de bioprocessos**: Uma abordagem introdutória. Curitiba. 2006. p 3-5.

CASTRO, João V. Sales; NETO, Juan Canellas Bosch. **Modelagem e simulação de biorreatores em série para a obtenção de etanol usando a equação de Tosetto**. doi: 10.18540/jcecvl7iss2pp12228-01-08e. 2021.

CARVALHO, J. C. M.; SATO, S. **Fermentação Descontínua Alimentada**. In: Schmidell, Willibaldo *et al.* (Coord.). *Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. São Paulo: Edgar Blücher, p. 205-222 (Biotecnologia Industrial; v.2), 2001.

CHOI, G. W.; UMB, H. J.; KANG, H. W.; KIM, Y.; KIM, M.; KIM, Y. H. Bioethanol production by a flocculent hybrid, CHFY0321 obtained by protoplast fusion between *Saccharomyces cerevisiae* and *Saccharomyces bayanus*. **Biomass and Bioenergy**, v. 34, p. 1232 – 1242, 2010.

CONAB – Companhia Nacional de Abastecimento. **Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar**. Brasília ISSN 2318-7921. 2021 Disponível em: <http://www.conab.gov.br>

CORRIPIO, A.; C. A. Smith. **Princípios e Prática do Controle Automático de Processo**, 3ª. Edição, Ed. LTC, 2012.

COSTA, A.C.; LIMA, E.L.; ALVES, T.L.M. **Otimização de processos fermentativos em batelada alimentada através da Teoria de Controle Singular**. In XI Sinaferm – Simpósio Nacional de Fermentações, vol 1, 1996.

COUGHANOWR, Donald R. et al. **Chemical process control**. McGraw-Hill, 1991.

CRUZ, Carlos Henrique de Brito [et al.]; **Universidades e empresas : 40 anos de ciência e tecnologia para o etanol brasileiro**. São Paulo: Blucher, 2016. 224 p. ISBN 978-85-212-1062-7

DARÉ, R. M. **Avaliação de coeficientes de rendimento e modelagem do processo fermentativo de produção de etanol**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de São Carlos, 2008.

DIAS, M. O. S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço**. Dissertação de Mestrado - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

FACCIOTTI, M.C.R. **Biotecnologia Industrial – Engenharia Bioquímica**. In: Schimidell, W.; Lima, U.A.; Aquarone, E.; Borzani, W. vol 2, cap.12: Fermentação Contínua, p.223-225, 2001.

CARVALHO, Eduardo de. **Potencial de Mercado para o Etanol**. In: Seminário “**Combustíveis, Lubrificantes e Aditivos**”. Única: União da Agroindústria Canavieira de São Paulo, São Paulo, Março de 2005

GODOY, A.; AMORIM, H. V.; LOPES, M. L.; OLIVEIRA, A. J. **Continuous and batch fermentation processes: advantages and disadvantages of these processes in the Brazilian ethanol production**. Int Sugar J. v.110(1311), p 175–181, 2008.

GOMES, Joao Manoel da Silva. **Ações básicas de controle**. 2000. Acesso em 15 de janeiro de 2022. Disponível em: <<http://www.ece.ufrgs.br/~jmgomes/pid/Apostila/apostila/node20.html>>

GUIDINI, Carla Zanella. **Fermentação alcoólica em batelada alimentada empregando *Saccharomyces cerevisiae* de características floculantes**. Tese de Doutorado – Universidade Federal de Uberlândia – UFU, Uberlândia, 2013.

HISS, H. **Cinética de processos fermentativos**. In: SCHIMIDEL, W., et al. (coord.). Biotecnologia industrial: Engenharia Bioquímica. São Paulo: Edgar Bluncher, v. 2, 2001. cap. 6. p. 93-122.

LEE, J.; LEE, S. Y.; PARK, S.; MIDDELBERG, A. P. J. Control of fed-batch fermentations. **Biotechnology Advances**, v. 17, p. 29-48, 1999.

LESSMANN, W.F. **Estudo do processo descontínuo alimentado para a produção de amiloglicosidase por *Aspergillus awamori* NRRL3112 para concentrações de polissacarídeo de 40 e 80 g/L.** Dissertação (Mestrado) Escola Politécnica - USP, São Paulo, Brasil, 1993.

LEVESON, N. G., Heimdahl, M. P. E., Hildreth, H., & Reese, J. D. (1994). ***Requirements specification for process-control systems.*** *IEEE Transactions on Software Engineering*, 20(9), 684–707. doi:10.1109/32.317428.

MONOD, J. ***The growth of bacterial cultures.*** Annual Review of Microbiology, Palo alto, v. 3, n. 1, p. 371-394, 1949.

MURRAY, R. M; Z. Li and S. S. Sastry; ***A Mathematical Introduction to Robotic Manipulation.*** CRC Press, 1993.

PORTO, L. M. **Modelagem de processo industrial de fermentação alcoólica contínua com reatores de mistura ligados em série.** Dissertação (Mestrado) — Universidade Estadual de Campinas, Campinas – SP, 2005.

PYTHON SOFTWARE FOUNDATION. ***Python Language Site:*** Documentation, 2020. Página de documentação. Disponível em: <<https://www.python.org/doc/>>. Acesso em: 06 de nov. de 2020.

SACOMAN, Marco Antônio Rahal. **Otimização de projetos utilizando GRG, SOLVER E EXCEL.** In: Congresso Brasileiro de Educação em Engenharia (COBENGE), XL, 2012. Disponível em: <http://www.abenge.org.br/cobenge/legado/arquivos/7/artigos/103911.pdf>

SHULER, M.L.; KARGI, F. ***Bioprocess Engineering – Basic Concepts, Anaerobic Process – Ethanol Production***, v.17, p.515-518, 2002.

TARRASCO, Maite do Amaral; WERNECK, Marcelo Pinheiro. **Controle on-off de uma planta de controle de temperatura.** São José dos Campos, 2018.

TOSETTO, G. **Influência da matéria prima no comportamento cinético de levedura na produção de etanol.** Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, Brasil. 2002.

VIEGAS, M. C. **Desenvolvimento de um reator de bancada de leito fluidizado para produção de etanol utilizando linhagens de leveduras flocculantes**. 86 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

VUKIĆ, Zoran; KULJACA, Ognjen. **Lectures on pid controllers**. Universidade de Zagreb, Croácia, 2002. Acesso em 21 de dezembro de 2022. Disponível em: <http://dl.icdst.org/pdfs/files3/26329415489841fd7ba891bfc7e44c0f.pdf>

WANG, F.-S.; Li, C.-C.; Lin, Y.-S.; Lee, W.-C. **Enhanced ethanol production by continuous fermentation in a two-tank system with cell recycling**. Process Biochemistry, 48(9), 1425–1428. doi:10.1016/j.procbio.2013.06.02. 2013.

WOOLF, Peter. et al. **Chemical process dynamics and controls**. University of Michigan, 2022.

ZANARDI, Mayara Dos Santos. **Modelagem e simulação da fermentação alcoólica em batelada e contínua com múltiplos reatores em série**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal Do Espírito Santo, Alegre, ES, Brasil, 2016.