

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**Estudo e simulação de diferentes lógicas de controle de temperatura em processo  
fermentativo**

**Matheus Lima de Moraes**

Trabalho de Graduação apresentado ao  
Departamento de Engenharia Química  
da Universidade Federal de São Carlos.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Carlos Luperni Horta

São Carlos – SP

2020

## **BANCA EXAMINADORA**

Trabalho de Graduação apresentado no dia 20 de novembro de 2020 perante a seguinte banca examinadora:

Orientador: Prof. Dr. Antônio Carlos Luperni Horta

Professor da Disciplina: Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Paula Rúbia Ferreira Rosa

Convidado: Me. Rafael Akira Akisue

## **AGRADECIMENTOS**

Aos meus pais, Wilson e Sandra, pelo amor, educação e suporte que me proporcionaram em toda a minha vida.

Aos meus irmãos Felipe, Miguel e Thiago pelo companheirismo desde sempre.

À minha namorada, Luana, por sempre me apoiar e me incentivar a seguir meus objetivos.

A todos meus amigos de São Carlos e turma de 2015 da engenharia química da UFSCar por fazerem dos últimos 6 anos os melhores possíveis.

Ao DEQ por me proporcionar uma graduação de excelência e me capacitar para o mercado de trabalho.

## RESUMO

Nesse trabalho foi realizado um estudo sobre os principais tipos de lógicas de controles de processo, fazendo comparações e simulações com foco no controle de temperatura de um processo de fermentação alcoólica em um biorreator com camisa térmica. Antes de seguir para o modelamento matemático do sistema proposto, foi feito um levantamento de referências e revisão bibliográfica desde a motivação para utilização de controles de processos fermentativos, passando pela exposição de classificações e explicações dentro da teoria de controle de processos e, por fim, apresentando o conceito de três grandes lógicas de controle, on-off, PID e Fuzzy. Para apresentar a estrutura de um controle Fuzzy, foi feito um estudo introdutório sobre lógica Fuzzy em si e de como ela pode ser utilizada em controles de processos. O software livre Scilab foi utilizado para fazer as simulações das lógicas comparadas. Os resultados das simulações feitas para o processo em questão indicaram que o sistema bioquímico se comportou dentro das expectativas, resultando em um crescimento celular e com produção de etanol enquanto o substrato é alimentado e logo consumido. Os resultados obtidos também indicaram que para bioprocessos, que são sistemas dinâmicos, os controladores convencionais como on-off e PID apresentam algumas restrições de estabilidade. Por outro lado, observou-se que a lógica Fuzzy pode ser adaptada de forma estável, demandando, porém, um ajuste fino de um especialista no sistema em questão. Por fim, foi possível ver no resultado de cada simulação que o sistema se comportou dentro do previsto da teoria e assim fazer as comparações e conclusões pertinentes.

## **ABSTRACT**

In this work, a study was carried out on the main types of process control logic, making comparisons and simulations focusing on temperature control of an alcoholic fermentation process in a bioreactor with a thermal jacket. Before proceeding to the mathematical modeling of the proposed system, a bibliographic review was made studying the motivation for using temperature control in fermentative processes, the theory of process and process control and finally the concept of three important control logics, on-off, PID and Fuzzy. To present the structure of a Fuzzy control, an introductory study was made on Fuzzy logic itself and how it can be used in process controls. The free software Scilab was used to simulate the compared logics. The results of the simulations made for the process in question indicated that the biochemical system behaved as expected, resulting in cell growth and ethanol production while the substrate is fed and then consumed. The results obtained also indicated that for conventional controller bioprocesses, which are dynamic systems, conventional controllers such as on-off and PID have some stability restrictions. On the other side, the results show that the Fuzzy logic can be adapted with good stability, although requiring a fine tuning by a specialist. Finally, it was possible to see in the result of each simulation that the system behaves within the predicted theory and thus make the relevant comparisons and conclusions.

# SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO .....	1
2.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	2
2.1.	Controle de processos .....	2
2.1.1.	Sistemas de controle.....	2
2.1.1.1.	Sensores.....	5
2.1.1.2.	Controladores .....	5
2.1.1.3.	Atuadores.....	6
2.1.2.	Lógicas de controle .....	6
2.1.2.1.	On-off.....	6
2.1.2.2.	PID.....	8
2.1.2.2.1.	Ação proporcional .....	9
2.1.2.2.2.	Ação integral.....	9
2.1.2.2.3.	Ação derivativa.....	10
2.1.2.2.4.	Controle PID.....	10
2.1.2.2.5.	Parâmetros PID.....	10
2.1.2.3.	Fuzzy .....	12
2.1.2.3.1.	Lógica Fuzzy .....	12
2.1.2.3.2.	Controle de processo com lógica Fuzzy .....	15
2.2.	Simulação computacional .....	16
2.2.1.	Software Scilab .....	17
2.3.	Fermentação alcoólica.....	17
2.3.1.	Economia sucroalcooleira .....	18
2.3.2.	Importância do controle de temperatura .....	21
3.	Material e Métodos .....	23
3.1.	Materiais.....	23
3.2.	Métodos.....	23
3.2.1.	Modelo matemático.....	23
3.2.2.	Valores dos parâmetros e condições iniciais.....	26
3.2.3.	Simulações no Scilab .....	28
4.	Resultados e discussões .....	32
4.1.	Processo fermentativo .....	32

4.2. Processo sem corrente na camisa .....	34
4.3. Processo com corrente contínua de alimentação na camisa.....	36
4.4. Controle on-off.....	37
4.5. Controle PID .....	38
4.5.1. Controle proporcional .....	38
4.5.2. Controle proporcional e integral .....	40
4.5.3. Controle proporcional integral e derivativo .....	41
4.5.3.1. Controle Fuzzy .....	44
5. Conclusões e sugestões .....	46
6. Referências.....	47

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1</b> – Representação de sistema de controle em malha aberta.....	3
<b>Figura 2</b> - Representação de sistema de controle em malha fechada.....	3
<b>Figura 3</b> – Controle feedback.....	4
<b>Figura 4</b> - Controle feedforward .....	4
<b>Figura 5</b> - Representação gráfica do controle on-off .....	7
<b>Figura 6</b> - Representação gráfica do controle on-off com histerese .....	8
<b>Figura 7</b> - Representação gráfica das respostas Fuzzy para alturas .....	13
<b>Figura 8</b> - Sistema de controle Fuzzy .....	15
<b>Figura 9</b> - Ranking mundial 2018 da produção de etanol.....	18
<b>Figura 10</b> - Evolução da produção de cana-de-açúcar .....	19
<b>Figura 11</b> - Produção de cana-de-açúcar por UF, safra 2018/2019 .....	20
<b>Figura 12</b> - Evolução da produção de etanol total a partir da cana-de-açúcar.....	20
<b>Figura 13</b> - Evolução da produção de etanol anidro e hidratado .....	21
<b>Figura 14</b> - Sistema modelado .....	24
<b>Figura 15</b> - Sistema modelado com controle de temperatura.....	26
<b>Figura 16</b> - Lógica de controle on-off no Scilab.....	28
<b>Figura 17</b> - Lógica de controle P no Scilab.....	29
<b>Figura 18</b> - Lógica de controle PI no Scilab .....	30
<b>Figura 19</b> - Lógica de controle PID no Scilab .....	30
<b>Figura 20</b> - Representação gráfica dos conjuntos Fuzzy para sistema modelado .	31
<b>Figura 21</b> - Lógica de controle Fuzzy no Scilab .....	32
<b>Figura 22</b> - Concentração de células - $F_c = 0$ .....	33
<b>Figura 23</b> - Concentração de substrato - $F_c = 0$ .....	33
<b>Figura 24</b> - concentração de produto, $F_c = 0$ .....	34
<b>Figura 25</b> -Temperatura do fermentador - $F_c = 0$ .....	35
<b>Figura 26</b> - Temperatura na camisa - $F_c = 0$ .....	35
<b>Figura 27</b> - Temperatura do fermentador - $F_c = 80 \text{ m}^3/\text{h}$ .....	36
<b>Figura 28</b> - Temperatura na camisa - $F_c = 80\text{m}^3/\text{h}$ .....	36
<b>Figura 29</b> - Temperatura do fermentador - controle on-off. ....	37
<b>Figura 30</b> - Temperatura na camisa - controle on-off. ....	38
<b>Figura 31</b> - Temperatura do fermentador - controle P .....	39
<b>Figura 32</b> - Temperatura na camisa - controle P.....	39



<b>Figura 33</b> - Temperatura do fermentador - controle PI.....	40
<b>Figura 34</b> - Temperatura na camisa - controle PI.....	41
<b>Figura 35</b> - Lógica de controle PID no Scilab .....	42
<b>Figura 36</b> - Temperatura do fermentador - controle PID .....	43
<b>Figura 37</b> - Temperatura na camisa - controle PID.....	43
<b>Figura 38</b> - Temperatura do fermentador - controle Fuzzy.....	44
<b>Figura 39</b> - Temperatura na camisa - controle Fuzzy .....	45

## LISTA DE TABELAS E QUADROS

<b>Quadro 1</b> - Pseudocódigo da lógica de controle on-off.....	6
<b>Quadro 2</b> - Pseudocódigo da lógica de controle on-off com histerese.....	7
<b>Quadro 3</b> - Pseudocódigo do controle on-off.....	29
<b>Tabela 1</b> - Parâmetros de Ziegler-Nichols.....	12
<b>Tabela 2</b> - Valores dos parâmetros para fermentador modelado.....	26
<b>Tabela 3</b> - Valores dos parâmetros para fermentador modelado.....	27
<b>Tabela 4</b> - Condição de contorno .....	27

## NOMENCLATURAS E ABREVIACÕES

*Set Point* - Valor desejado para a variável controlada no processo.

*Set up* - Configuração estabelecida para o controle.

*Input* - Alimentação de informação.

*On-off* - Controle onde variável manipula atua desligada ou ligada no decorrer do processo.

*Offset* - Erro de controle causado pela impossibilidade de alcançar o set point no controle proporcional

P - Controle com apenas ação proporcional.

PI - Controle configurado com ação proporcional e integral

PID - Controle com os 3 diferentes tipos de ação, proporcional, integral e derivativa.

*Auto tune* - Função auto ajuste dos parâmetros em controladores PID industriais.

Fuzzy - Lógica difusa.

CONAB - Companhia Nacional de Abastecimento.

# 1. INTRODUÇÃO

Para diversos processos industriais a temperatura tem uma grande influência nos produtos formados e no rendimento, dentre eles pode-se destacar a fermentação alcoólica. Esse processo bioquímico faz parte no Brasil, por exemplo, da indústria sucroalcooleira e é de grande importância para a economia nacional. Um dos produtos da reação de fermentação alcoólica, o etanol, é utilizado principalmente como combustível para automóveis, sendo uma fonte renovável e menos poluente que a gasolina (AMARAL, 2009).

Na produção de etanol diversos fatores impactam a produtividade, como por exemplo contaminação bacteriana, inibição por etanol, pH e temperatura. A temperatura em especial tem uma grande influência no crescimento, metabolismo, capacidade fermentativa e viabilidade celular em leveduras. Logo, operar próximo à condição de temperatura ótima, com um controle de processo eficiente, é fundamental para um processo fermentativo (AMARAL, 2009)

Controles podem ser representados por modelos matemáticos que descrevem o sistema usando equações que definem a resposta do processo de acordo com as entradas. O controlador on-off é a lógica mais simples e muitas vezes suficiente, considerando os limites de tolerância e a velocidade de resposta do sistema. Outro controlador tradicional é o PID (Proporcional Integral Derivativo), que utiliza equações diferenciais para descrever o sistema de controle, é frequentemente utilizado em processos industriais, considerado altamente eficaz (CAMPOS et al, 2006).

Por mais que esses controladores sejam aplicáveis a grande parte dos processos, muitas vezes a modelagem matemática do sistema pode não ser viável, podendo dificultar a sintonia dos respectivos parâmetros de controles. Com a Lógica Fuzzy tem-se uma alternativa para construção de controles onde o sistema controlador é descrito por regras baseadas no conhecimento prévio do sistema, com resultado expressivo para o processo (CAVALCANTI et al., 2012).

Desse modo, o objeto desse trabalho foi estudar sobre os principais tipos de lógicas de controles de processo, modelar um processo fermentativo em um biorreator de tamanho industrial e simular o sistema de controle programado nas lógicas: on-off, P, PI, PID e Fuzzy. Para fazer as simulações o SciLab foi utilizado.

## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1. Controle de processos**

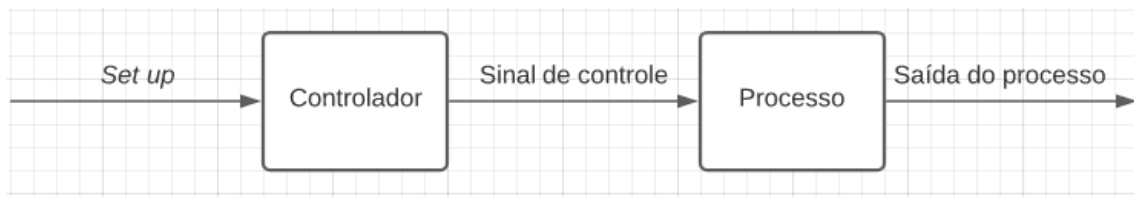
Controles de processo são sistemas com o objetivo de manter variáveis entre seus limites de especificação, buscando atender requisitos operacionais. Esses sistemas de controle podem ser automáticos ou necessitar da intervenção humana. Aspectos de rendimento e de otimização são comumente o foco, mas em processos reais os controles de processos também são importantes para (KWONG, 2002):

1. Segurança: Requisito básico para qualquer planta industrial.
2. Proteção ao meio ambiente: Foco na geração do mínimo de danos ambientais, respeitando as legislações vigentes;
3. Restrições operacionais: Processos e equipamentos têm restrições primárias, inerentes às suas capacidades de operação;
4. Qualidade e especificação da produção: Busca-se atingir o volume programado de produção, por exemplo, ou um produto final dentro das especificações definidas;
5. Econômico: A operação de uma planta deve atender às condições do mercado, como disponibilidade de matéria prima e a demanda do produto final.

#### **2.1.1. Sistemas de controle**

A primeira classificação para os sistemas de controle é quanto ao tipo de malha: aberta ou fechada. A diferença entre eles é determinada pela ação de controle, sendo que no sistema de controle em malha aberta a ação é independente da saída, sendo que a corrente de saída do processo ou equipamento não é medida, como pode ser observado na figura 1. A atuação desses controladores acontece por meio de *set up* definido previamente (CAMPOS et al, 2006).

**Figura 1** – Representação de sistema de controle em malha aberta

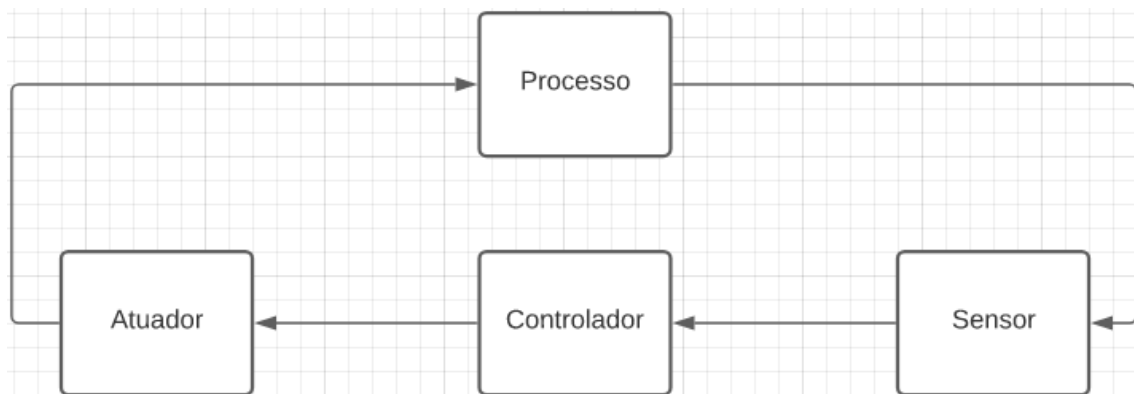


Fonte: Adaptado de CAMPOS et al, 2006.

Controles de processo em malha aberta possuem baixa complexidade e custo, quando comparado aos controles de malha fechada, porém não atuam compensando perturbações externas e internas do processo (CAMPOS et al, 2006).

Em sistemas de controle em malha fechada a saída possui um efeito direto na ação de controle. De maneira simplificada, procura-se atingir um valor desejado, o *set point*, para uma variável controlada agindo-se sob uma variável manipulada. Assim, os sensores e dispositivos de medição têm o importante papel de converter as variáveis controladas em sinais elétricos que servem como *input* para os controladores de processo enviarem o sinal para os atuadores agirem sob o processo (CAMPOS et al, 2006). A figura 2 ilustra a estrutura básica de tipo de controle de processo em malha fechada.

**Figura 2** - Representação de sistema de controle em malha fechada

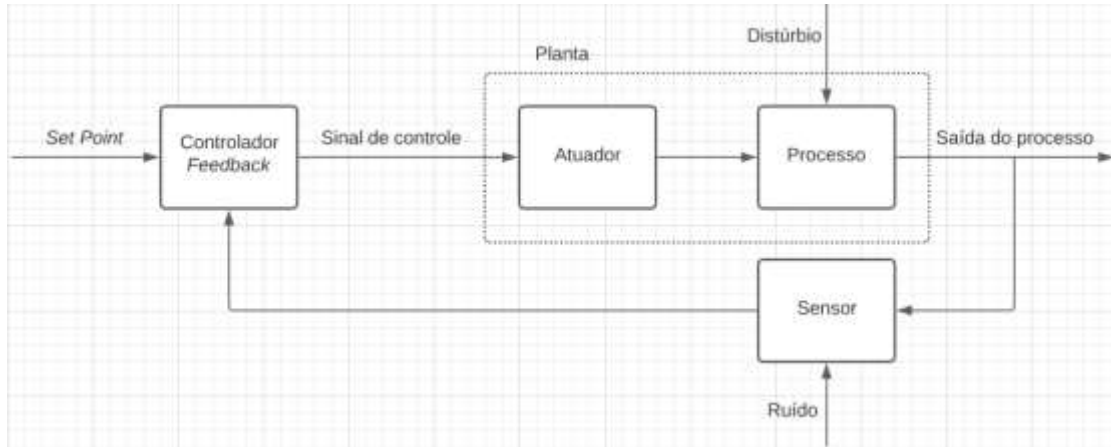


Fonte: Adaptado de CAMPOS et al, 2006.

Para esse sistema, tem-se classificação quanto sua forma de atuação, podendo ser por realimentação (*feedback*) ou antecipatório (*feedforward*). No controle por realimentação mede-se a variável controlada, alimenta-se essa informação no controlador, que por sua vez compara a medida com o *set point* para obter o erro, diferença entre medido e desejado. O controlador por sua vez emite um sinal de controle para

atuador agir sob a variável manipulada para diminuir o erro e levar a variável controlada ao especificado, o *set point* (KWONG, 2002). A figura 3 representa o sistema de controle por realimentação.

**Figura 3 – Controle *feedback***

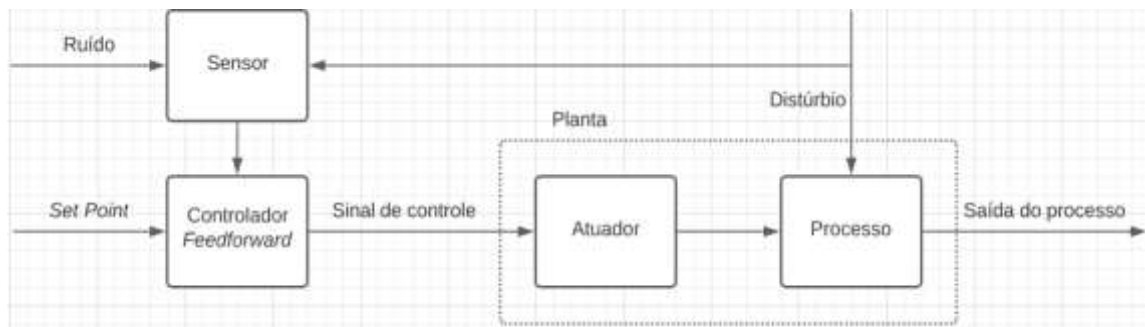


Fonte: Adaptado de CAMPOS et al, 2006.

As vantagens desse controle é que a ação corretiva é tomada quando ocorre um desvio na variável controlada independente da origem ou tipo do distúrbio. Como ponto negativo, aponta-se para a impossibilidade de oferecer controle preditivo para compensar distúrbios, já que atua somente após a variável controlada sofrer a perturbação (KWONG, 2002).

No controle antecipatório, ou *feedforward* ou preditivo, são medidas as variáveis de distúrbios e toma-se a ação corretiva antes que o processo seja afetado. Segue na figura 4 a representação de um sistema de controle preditivo.

**Figura 4 - Controle *feedforward***



Fonte: Adaptado de KWONG, 2002.

Um ponto de atenção para o controle por realimentação é a complexidade de se ter um modelo robusto para descrever corretamente como a variável controlada responde a todos os distúrbios e à variável manipulada (CAMPOS et al, 2006)

Para ambos os tipos de controle, os sensores possuem papel fundamental para levar para o controlador a informação sobre o processo ou sobre a perturbação.

#### 2.1.1.1. Sensores

Termopares são sensores largamente utilizados na indústria para controle de temperatura pelo seu baixo custo, simplicidade e robustez. Termopares são constituídos por dois metais diferentes, que se unem na junção por aperto ou solda. A tensão de saída,  $e_{AB}$ , é função da temperatura da junção e dos materiais A e B que compõem o termopar, independente da forma como distribui-se a temperatura ao longo do termopar. Para obter a temperatura na junção, mede-se a diferença de potencial com um voltímetro e calcula-se a temperatura de acordo com a escala programada e o tipo de sensor (SILVA, 2020). Esse princípio de funcionamento é mostrado na equação 1.

$$e_{AB} = u = f(\text{Material A}, \text{Material B}, T) \quad \text{Eq. 1}$$

Como a característica da curva é quase linear, pode-se aproximar a relação da tensão com temperatura por uma expressão como a representada pela equação 2 e equação 3. Sendo  $e_{AB}$  a tensão medida, e  $\alpha$  a sensibilidade da junção e T a temperatura (SILVA, 2020).

$$e_{AB} = \alpha_{AB} T \quad \text{Eq. 2}$$

$$\alpha_{AB} = \frac{de_{AB}}{dT} \quad \text{Eq. 3}$$

#### 2.1.1.2. Controladores

Controlador, dentro de um sistema de controle genérico, é o elemento responsável por receber as informações do processo (*set ups*, *set point*, medidas, sinais de sensores, etc.), interpretá-las e retornar uma ação de controle para as variáveis manipuladas.

Considerando um controle industrial, pode-se entender os controladores como dispositivos eletrônicos, programados com um determinado algoritmo lógico, que vão



tratar os dados coletados pelos dispositivos de medição definir as ações que serão tomadas (KWONG, 2002).

### 2.1.1.3. Atuadores

São dispositivos de *hardware* que recebem os sinais elétricos dos controladores e implementam fisicamente a ação definida pelo controlador. Exemplos desses componentes são válvulas de controle, que liberam ou confinam o fluxo mássico de uma corrente, de acordo com o sinal de controle gerado recebido do controlador (KWONG, 2002). Além das válvulas podemos citar as resistências elétricas que fazem o aquecimento, compressores que fazem o resfriamento, motores que podem manter uma determinada velocidade ou posição, entre outros.

## 2.1.2. Lógicas de controle

### 2.1.2.1. On-off

A lógica on-off para controladores é utilizada em aplicações ou processos que permitem uma variação contínua em torno do *set point*. São exemplos de aplicação desse tipo de controlador o termostato da geladeira e o controle de nível de caixas d'água.

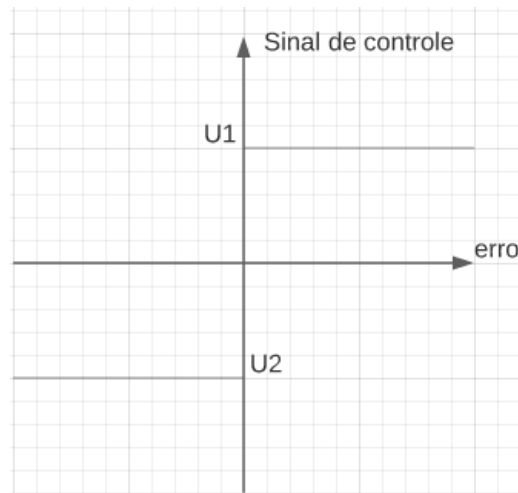
O sinal emitido pelo controlador on-off assume apenas dois valores, a partir do erro obtido, como é ilustrado na figura 5. O modelo desse tipo de controlador é descrito da seguinte maneira, sendo  $u(t)$  a função que descreve o sinal de controle no tempo  $t$  e  $e(t)$  o erro (diferença entre o set point e o valor da variável controlada) (SILVA, 2000). Esse controle é descrito pelo pseudocódigo apresentado no quadro 1.

**Quadro 1** - Pseudocódigo da lógica de controle on-off.  $u(t)$  representa o sinal de controle em função do tempo;  $U1$  representa o estado 1 (desligado ou ligado) e  $U2$  o estado 2 (ligado ou desligado).

$$u(t) = \begin{cases} U1, se e(t) > 0, \\ U2, se e(t) < 0 \end{cases}$$

Fonte: Adaptado de SILVA, 2000.

**Figura 5-** Representação gráfica do controle on-off



Fonte: Adaptado de SILVA, 2000.

Uma vez que o sistema possui uma oscilação em torno do *set point*, torna-se inviável definir uma ação para o chaveamento para todos os casos em que o erro seja maior do que zero. Dessa forma, trabalha-se com o controlador on-off com histerese (SILVA, 2000). Histerese, nesse caso, seria o retardo na resposta do controlador ao erro obtido.

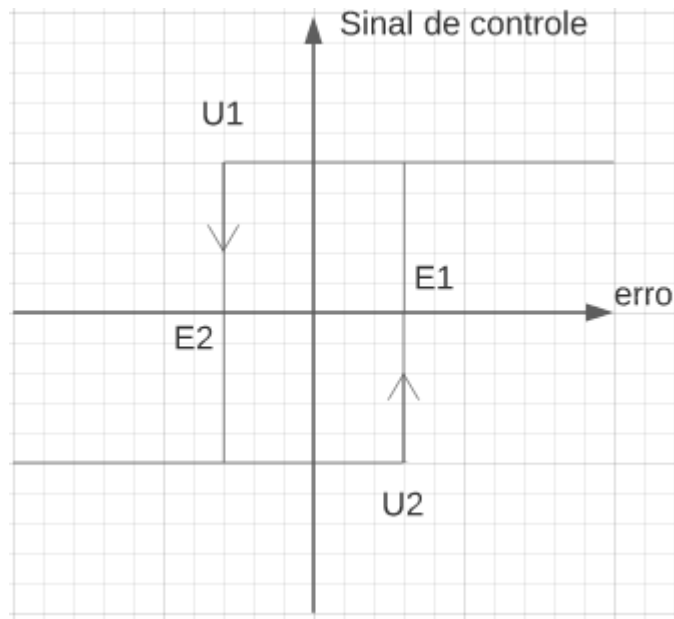
Para esse controlador on-off com histerese, então, trabalha-se com a modelagem descrita pelo pseudocódigo do quadro 2. A figura 6 representa graficamente o comportamento desse tipo de controle.

**Quadro 2 -** Pseudocódigo do controle on-off com histerese.

$$u(t) = \begin{cases} U1, & \text{se } e(t) > E1, \\ U2, & \text{se } e(t) < -E2 \end{cases}$$

Fonte: Adaptado de SILVA, 2000.

**Figura 6** - Representação gráfica do controle on-off com histerese



**Fonte:** Adaptado de SILVA, 2000.

Para que seja realizada a atuação no on-off é necessário um módulo interruptor para realizar as operações de acionamento e desligamento. Em diversos processos industriais e também em equipamentos do dia a dia, relés são largamente utilizados. Para controladores com histerese, o chaveamento do relé acontece quando o erro é maior do que os valores definidos para E1 e E2 (SILVA, 2000).

Em regime permanente, é esperado que a saída do sistema seja uma oscilação em torno do *set point*, justamente pela simplicidade desse tipo de controlador. Essa oscilação pode ser justificada pela ação que esse tipo de controlador possui, ou seja, o comportamento característico da variável resposta  $u(t)$  (SILVA, 2000)

#### **2.1.2.2. PID**

A lógica de controle PID (Proporcional Integral Derivativo) une as ações dos controles singulares proporcional, integral e derivativo, onde cada ação é impactada pelo erro de uma maneira diferente. De forma geral o sinal de erro é minimizado pela ação do proporcional, zerado pela ação integral e antecipado pela ação derivativa. É um algoritmo de controle muito utilizado na indústria por sua robustez e ampla aplicação.

### 2.1.2.2.1. Ação proporcional

A ação proporcional é responsável por produzir uma variação no sinal de saída proporcional ao erro. A equação 4 representa esse elemento do controle PID, onde  $K_p$  é a constante de proporcionalidade,  $e(t)$  o erro e  $t$  o tempo (CAMPOS et al, 2006).

$$u_p = K_p e(t) \quad \text{Eq. 4}$$

A constante  $K_p$  também é conhecida como ganho do controlador PID e normalmente é adimensional, uma vez que a unidade do sinal de controle é a mesma do erro. A utilização apenas dessa ação de controle tem o ponto negativo de não conseguir eliminar perturbações constantes de saída, causando erro de *offset* (CAMPOS et al, 2006).

Esse controle apesar de apresentar *offset* ainda tem utilização justificada em aplicações onde o *offset* gerado é tolerado, sendo um exemplo básico o controle de nível de água onde não é exigida uma precisão grande, mas apenas a garantia do não transbordamento do tanque (CAMPOS et al, 2006).

### 2.1.2.2.2. Ação integral

A ação integral produz um sinal de saída proporcional a magnitude e a duração do erro, representando assim o erro acumulado da resposta. O sinal do controlador integral é descrito pela equação 5, onde  $K_i$  é o ganho integral e  $\tau$  o tempo de integração (CAMPOS et al, 2006).

$$u_i = K_i \int_0^t e(\tau) d\tau \quad \text{Eq. 5}$$

Vale a pena ressaltar que quando o ganho integral é baixo, o sistema pode levar muito tempo para atingir o valor de *set point*, porém, para os casos em que o ganho seja muito alto, o sistema pode se tornar instável. É característico dessa ação que o sinal  $u_i$  depende do tempo em que o erro perdura, não apenas da diferença entre o medido e o *set point*. Essa ação de controle também é conhecida como controle *reset* e em geral é utilizada junto a ação proporcional porque consegue eliminar o erro estacionário, o erro de *offset* (CAMPOS et al, 2006).

### 2.1.2.2.3. Ação derivativa

A ação derivada é proporcional a taxa de variação erro, com objetivo de antecipar o controle. Essa ação reagi antecipadamente ao sinal do erro de acordo com a taxa de variação, possibilitando um tempo de resposta menor e melhorando a estabilidade do sistema. A equação 6 representa essa ação elemento do controle PID, onde  $K_D$  é o ganho derivativo (CAMPOS et al, 2006).

$$u_D = K_D \frac{de(t)}{dt} \quad \text{Eq. 6}$$

Na prática, a função da ação derivativa busca compensar os atrasos presentes nas malhas de controle, não sendo utilizada sozinha. Ressalta-se que para processos com muito ruídos as medidas devem ser filtradas, visto que esses ruídos são amplificados pela ação derivativa (CAMPOS et al, 2006).

### 2.1.2.2.4. Controle PID

Unindo as diferentes ações em um único controle, a equação do controlador PID para o sinal de saída,  $u(t)$  é descrita pela equação 7.

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(\tau) d\tau + K_D \frac{de(t)}{dt} \quad \text{Eq. 7}$$

A combinação dessas 3 ações de controle permite obter um tipo de controle robusto que reúne as vantagens individuais de cada um. Em teoria é um controle que pode ser utilizado em qualquer tipo de processo, mas na prática, porém, é normalmente utilizado em processo com resposta lenta e sem muito ruído, o que acontece em quase todos os controles de temperatura (OLIVEIRA, 1999).

### 2.1.2.2.5. Parâmetros PID

O ajuste de parâmetros precisa ser feito da maneira adequada para que o controlador atue da maneira esperada no controle do processo em questão. Os três parâmetros de

ajuste do controlador PID são as constantes  $K_p$ ,  $K_i$  e  $K_d$ . Alguns controladores reais possuem a função de auto ajuste (*auto tune*) desses parâmetros (BAYER et al., 2011).

Quando o ganho  $K_p$  é positivo, no caso de haver aumento da variável controlada o controlador vai reduzir sua ação de controle sob a variável manipulada. Por exemplo, em um forno em que o controle é feito pela manipulação da resistência, quando há uma elevação na temperatura, o controle reduz o acionamento da resistência elétrica de aquecimento. No caso de  $K_p$  negativo o inverso é verdade, ou seja, aumenta-se a ação de controle na variável manipulada quando há um aumento da variável controlada. Por exemplo, no controle de resfriamento manipula-se a vazão de líquido refrigerador, e quando há um aumento na temperatura medida, toma-se a ação aumentar a refrigeração (CAMPOS et al, 2006).

Para ação integral, muitas literaturas trabalham com o parâmetro  $T_i$ , onde a relação é dada pela equação 9.

$$K_i = \frac{1}{T_i} \quad \text{Eq. 9}$$

O parâmetro  $T_i$ , tempo integral, normalmente tem unidade de tempo, e consequentemente,  $K_i$  de frequência. Na prática, quanto menor a constante  $T_i$ , mais rápida é a ação do controle integral. Vale ressaltar que um valor muito baixo para  $T_i$  causa oscilações mais intensas ao redor do *set point*. Tempos integrais maiores fazem com que o controle seja mais conservador nas ações (CAMPOS et al, 2006).

Assim como na ação integral, o parâmetro de controle  $K_d$  pode também ser tratado de outra forma, como tempo derivativo  $T_d$ . A relação entre  $K_d$  e  $T_d$  é dada pela equação 10. Vale ressaltar que quanto menor o tempo derivativo, em geral, melhor vai ser a resposta e menor vai ser o desvio máximo do controlador (CAMPOS et al, 2006).

$$K_d = T_d \quad \text{Eq. 10}$$

Na prática, depois que um controlador PID é instalado, os parâmetros são ajustados de forma que o controlador desempenhe de maneira satisfatória no processo em questão. Quanto se utiliza o método de tentativa erro para determinação dos parâmetros, ter o histórico e conhecimento preliminar do processo ajudam na estimativa inicial dos parâmetros e posteriormente no refinamento. Agora, quando se dispõe do modelo

matemático, é possível utilizar da teoria de controle para definir inicialmente os parâmetros. Nesse último caso, ainda é necessário o ajuste fino em campo para que o controlador desempenhe dentro do esperado (CAMPOS et al, 2006).

O método de Ziegler-Nichols é um método experimental clássico para determinar os parâmetros do PID. Nesse método o valor do ganho supremo  $K_{pu}$ , correspondente ao valor do ganho em que a malha ficará no limite de sua estabilidade, é determinado para calcular-se os valores de  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ . Para obter tal valor de  $K_{pu}$ , faz-se necessário anular os ganhos integrais e derivativos e alterar  $K_p$  de forma gradativa até que a resposta alcance uma oscilação uniforme. Com a oscilação mantida constante, obtém-se o período  $P_u$ , chamado de período supremo (TANNURI, 2010).

Com os valores de  $K_{pu}$  e  $P_u$ , calculam-se facilmente os parâmetros do PID. Vale ressaltar que existem relações para o método clássico de Ziegler-Nichols e o modificado. Ambas as relações são demonstradas na tabela 1.

**Tabela 1** - Parâmetros de Ziegler-Nichols

	$K_p$	$T_i$	$T_d$
Ziegler-Nichols	$0,60K_{pu}$	$P_u/2$	$P_u/8$
Ziegler-Nichols modificado	$0.20K_{pu}$	$P_u/2$	$P_u/3$

Fonte: Adaptado de Apostila sobre PID e Métodos de Sintonia (TANNURI, 2010).

### 2.1.2.3. Fuzzy

#### 2.1.2.3.1. Lógica Fuzzy

Não podemos começar a explicação do que é a lógica Fuzzy sem antes explicar sobre a lógica aristotélica. Aristóteles foi um filósofo e matemático grego que viveu de 384 a 322 a.C., considerado o fundador da ciência da lógica e de outras disciplinas estudadas e utilizadas até hoje. Suas obras contêm o primeiro estudo formal da lógica (CAVALCANTI et al., 2012).

A lógica aristotélica é baseada em premissas e conclusões. As premissas são proposições iniciais utilizadas para estruturar o raciocínio, são consideradas verdades. A conclusão é a informação obtida a partir das premissas colocadas (CAVALCANTI et al., 2012). Um exemplo clássico é:

Premissa 1: Todos os humanos são mortais.

Premissa 2: Platão é humano.

Conclusão: Platão é mortal.

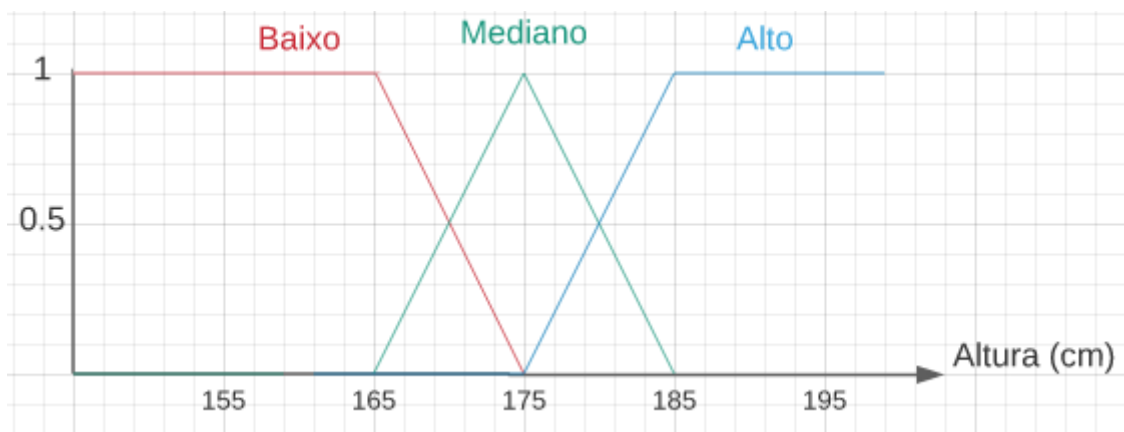
A premissa 1 é considerada universal, e é uma verdade assumida por todos. A premissa 2 é uma verdade particular, e está se referindo à apenas uma parte em específico. A conclusão é obtida pelo raciocínio de que a verdade particular da premissa 2 faz o “Platão” ser parte dos “humanos”, sendo conseqüentemente um “mortal”. No raciocínio proposto pela lógica aristotélica, ou binária ou booleana, temos como resposta apenas dois resultados, verdadeiro ou falso (CAVALCANTI et al., 2012).

O conceito de conjuntos Fuzzy só foi apresentado em 1965 pelo matemático e engenheiro eletricitista Lotfi Zadeh, que também propôs os conceitos da lógica difusa, em 1973. Apesar de ser uma teoria recente, a lógica difusa tem sido aplicada em várias áreas, como na teoria de controles, na gestão de estoque e em inteligência artificial (BARG, 2002).

A lógica Fuzzy, ou lógica difusa ou lógica nebulosa, traz o conceito de verdade parcial, buscando ligar decisões computacionais a decisões humanas. A tomada de decisão nesse tipo de lógica não é binária, mas "abstrata", com respostas do tipo "um pouco quente", "totalmente frio", “baixo”, “médio”, e outras sentenças utilizadas por nós, humanos (BARG, 2002).

Para explicar o funcionamento da lógica Fuzzy será utilizado um exemplo clássico, referente à altura das pessoas e as percepções para cada faixa. Então, segue na figura 7 uma representação desse problema proposto.

**Figura 7-** Representação gráfica das respostas Fuzzy para alturas



**Fonte:** Adaptado de BARG, 2002.



Para homem adulto com altura de 165 cm ou menos, podemos utilizar a classificação “baixo”. Agora, uma pessoa que tem por volta de 165 até 170 cm de altura, a classificação não é tão óbvia, uma vez que a pessoa estaria próxima de ser considerada de altura mediana. Nesse caso uma classificação que faz sentido, para as pessoas em geral, é “um pouco baixa”. Ainda no exemplo, uma pessoa com exatamente 175 cm de altura, tem classificação “mediana”, enquanto uma pessoa com cerca de 180 cm já começa a ser considerada “um pouco alta” (BARG, 2002). Esse exemplo é simples mas ilustra bem como valores imprecisos podem ter significado muito claro para nós humanos. A grande questão da lógica Fuzzy é como modelar isso em linguagem de máquina, em aplicações práticas.

Como dito anteriormente, na lógica Fuzzy a saída pertence a um intervalo de 0 a 1. É dito que 1 é a pertinência máxima, onde o grau de pertinência  $\mu_A(x)$  é uma função de um elemento  $x$  pertencente ao conjunto  $A$ . Para trabalhar-se com lógica Fuzzy, Lotfi Zadeh definiu 3 operações entre conjuntos: complemento, união e interseção (BARG, 2002).

A operação de complemento, descrita na equação 12, define a função de pertinência oposta à um subconjunto. É equivalente à operação “inverso” da lógica booleana (BARG, 2002).

$$\mu_{\bar{A}}(x) = 1 - \mu_A(x) \quad \text{Eq. 12}$$

A operação de união, descrita pela equação 13, associa dois subconjuntos considerando o máximo valor para cada elemento. É equivalente à operação “ou” da lógica booleana (BARG, 2002).

$$\mu_A(x) \cup \mu_B(x) = \max(\mu_A(x), \mu_B(x)) \quad \text{Eq. 13}$$

Por fim, a operação de interseção, descrita pela equação 14, associa dois subconjuntos considerando o mínimo valor para cada elemento  $x$ . É equivalente à operação “e” da lógica booleana (BARG, 2002).

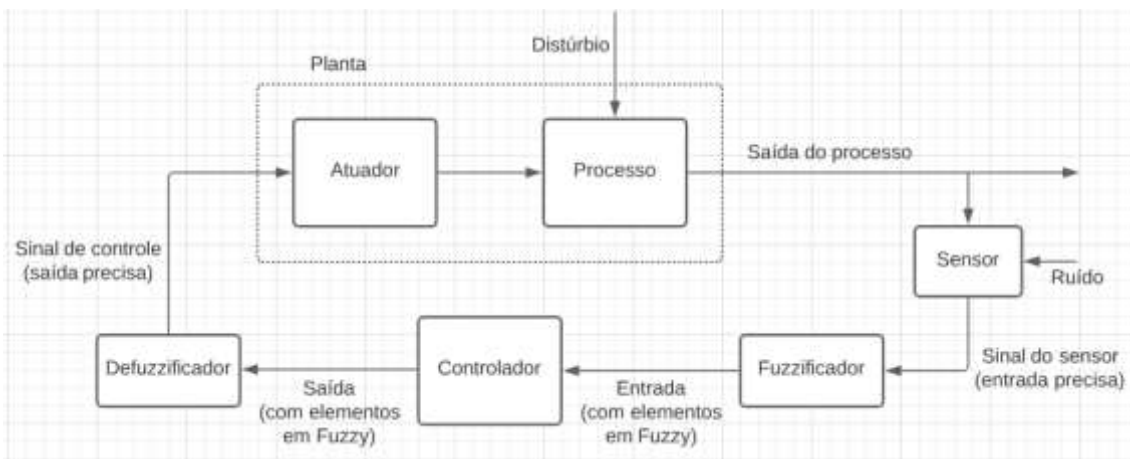
$$\mu_A(x) \cap \mu_B(x) = \min(\mu_A(x), \mu_B(x)) \quad \text{Eq. 14}$$

### 2.1.2.3.2. Controle de processo com lógica Fuzzy

Sendo uma lógica flexível e robusta e não demandando uma modelagem matemática sofisticada para ajuste de parâmetros, a utilização de controles Fuzzy foi bem aceita. Nesse caso, o controlador toma a decisão adequada para o sistema como se fosse um operador humano especialista no processo (AOKI, 2014).

Considere um controle “humano” de sistemas. O processo de pensamento e tomada de decisão é baseado nas informações obtidas pelos nossos cinco sentidos e pelo histórico aprendido. O cérebro humano, o controlador nesse exemplo, quando recebe esses sinais neurais captados pelos sentidos codifica-os em termos conhecidos, como: “está ok”, “está baixo”, “está alto”, etc. Esse processo de interpretação de informações é chamado de fuzzificação (ALMEIDA, 2006). A resposta que o cérebro vai gerar a partir das informações interpretadas é convertida de modo a atender o processo, ou seja, a saída do controlador precisa ser defuzzificada (ALMEIDA, 2006). A figura 8 ilustra um fluxograma básico de controle de processos com lógica Fuzzy.

**Figura 8** - Sistema de controle Fuzzy



Fonte: Adaptado de BARG, 2002.

A fuzzificação é uma etapa simples que tem como objetivo transformar valores discretos, vindos dos sensores, em sinais de entrada em um intervalo  $[0,1]$ , com base no conhecimento do sistema (ALMEIDA, 2006). Exemplo disso é o gráfico da figura 7, que classifica as pessoas com as variáveis linguística “baixo”, “mediano” e “alto” com base em um conhecimento comum das pessoas.

Quanto ao controlador em si, a ação de controle é definida por inferência por meio de comandos condicionais do tipo SE/ENTÃO. Um bom controlador Fuzzy é reconhecido por ter um bom funcionamento quando as estratégias são consistentes com o comportamento do sistema em questão (AOKI, 2014).

A defuzzificação faz o caminho inverso da fuzzificação, transformando um dado nebuloso, elemento de um conjunto Fuzzy, em um dado quantitativo. Um dos métodos mais utilizados para essa conversão é o da Centroide, que tem como saída o ponto que divide a área da função de pertinência  $\mu_A(x)$  em duas partes (AOKI, 2014). Numericamente, esse sinal de saída é encontrado pela equação 15.

$$z^* = \frac{\sum_{i=1}^n z_i \cdot \mu_{saída}(z_i)}{\sum_{i=1}^n \mu_{saída}(z_i)} \quad \text{Eq. 15}$$

## 2.2. Simulação computacional

A simulação computacional reproduz in sílico os fenômenos naturais, sendo uma ferramenta que possibilita a construção, organização e aquisição de conhecimento, facilitando a aprendizagem das pessoas. Com a simulação computacional é possível resolver problemas de diversos tipos. São exemplos de sistemas em que se utiliza simulação: fenômenos de transporte, controles de processo e operações unitárias (GAVIRA, 2003).

Diretamente ligado a simulações computacionais estão os modelamentos matemáticos. Para que um sistema seja interpretado e simulado em linguagem de máquina, é necessário que o *software* de simulação seja alimentado por um modelo matemático robusto e que descreva corretamente o sistema em análise (GAVIRA, 2003).

Além dos modelos matemáticos, o recente desenvolvimento rápido dos *hardwares* e *softwares* tem uma importância muito grande para a disseminação da utilização de simulação. Segundo Kwong (2016), “O uso de computadores eletrônicos veio revolucionar a ciência e a engenharia. Cálculos complexos tornaram-se possíveis e de realização em tempo curto. Cálculos precisos só podiam ser realizados dentro de limites muito estreitos. Com a digitalização das máquinas, o esforço computacional diminuiu mais ainda. Hoje, os cálculos científicos e da engenharia são realizados de forma rápida e confiável. Com isso, os programas de cálculo que eram feitos um a um passaram a ser

suportados em plataformas robustas, aumentando em muito o poder de cálculo, possibilitando, inclusive, a realização de obras ousadas’.

### **2.2.1. Software Scilab**

O Scilab começou a ser desenvolvido nos anos 80, principalmente por François Delebecque e Serge Steer no INRIA (Instituto Francês de Pesquisa em Ciência da Computação e Controle), inspirado no *software* pago Matlab. Oficialmente o Scilab nasce em 1994, quando tem sua primeira versão lançada em 2 de janeiro. Até 2002, com a versão 2.7, o Grupo Scilabdo INRIA era o responsável pelo desenvolvimento desse software livre. A partir de 2003 até 2010, o INRIA criou o Consórcio Scilab, visando apoio de empresas e instituições acadêmicas. Em 2010 foi criada a Scilab Enterprises com apoio do INRIA, empresa que funcionava com modelo de negócios de código aberto que assumiu totalmente a responsabilidade do desenvolvimento de novas versões e edição das existentes. Por fim, a partir de 2017, com a aquisição da Scilab Enterprises, a ESI Group se comprometeu em continuar com a proposta de desenvolvimento de códigos abertos para empresas, engenheiros e cientistas. Scilab é atualmente usado em diversos ambientes industriais e educacionais pelo mundo (Scilab, 2020).

## **2.3. Fermentação alcoólica**

O etanol é produzido no Brasil, em geral, a partir da fermentação do açúcar da cana por *Saccharomyces cerevisiae*, saindo das indústrias de açúcar e álcool na forma de etanol anidro (99,6%). É utilizado na fabricação de solventes, aerossóis, tintas e combustível (misturado à gasolina) ou como etanol hidratado (96% de etanol e 4% água), usado para a produção de bebidas, cosméticos, aromatizantes, produtos de limpeza, remédios, vacinas e combustível.

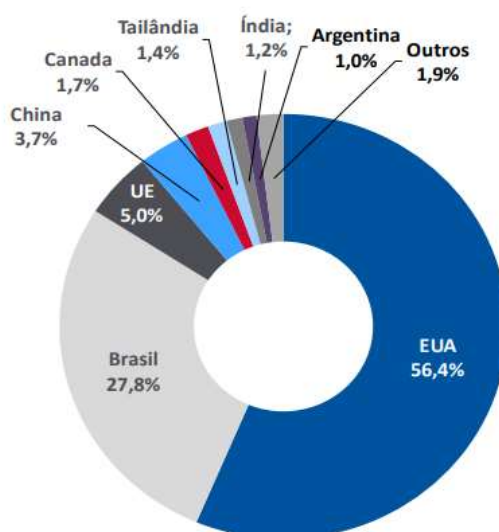
O caminho que a cana-de-açúcar segue começa pela colheita e transporte até a planta, onde é descarregada para ser picada e desfibrada e passa pela moagem, onde é feita a extração do caldo. O caldo obtido é separado e encaminhado para um tanque de tratamento, onde é feita a clarificação do caldo. O bagaço, normalmente, é queimado em caldeiras para geração de energia elétrica, sendo que a própria planta utiliza parte dessa energia e parte é comercializada na rede elétrica. Apesar de esse ser o destino mais

comum do bagaço nas indústrias, existem empresa que já conseguem produzir etanol de segunda geração. Do clarificador o caldo pode seguir dois caminhos, um deles é para produção de açúcar, onde o caldo é concentrado em evaporadores de múltiplos efeitos e segue para centrífugas separar o açúcar do líquido açucarado. O açúcar depois de secado pode ser embalado e comercializado. Outro caminho possível é a fermentação alcoólica com o microrganismo *Saccharomyces cerevisiae* em biorreatores. Após a fermentação, a levedura é separada do “vinho” e recuperada por meio de um processo de centrifugação. As leveduras recuperadas são tratadas e retornam ao processo fermentativo. O vinho sem leveduras e com teor alcoólico de 9% aproximadamente, segue para destiladores que concentram a 96% (hidratado) ou 99,6% (anidro) para comercialização (COCAL, 2020).

### 2.3.1. Economia sucroalcooleira

O ramo sucroalcooleiro é de grande importância para a economia brasileira. O etanol, um dos produtos dessa indústria, é empregado como um combustível alternativo para automóveis, sendo menos poluente que a gasolina e renovável. Assim, o etanol é cada vez mais interessante para a matriz energética brasileira. No cenário mundial o Brasil apresenta-se como o segundo maior produtor de etanol, atrás apenas dos Estados Unidos que utilizam o milho como principal matéria-prima desse biocombustível (CONAB, 2020). A figura 9 mostra o ranking mundial de produção de etanol de 2018.

**Figura 9-** Ranking mundial 2018 da produção de etanol

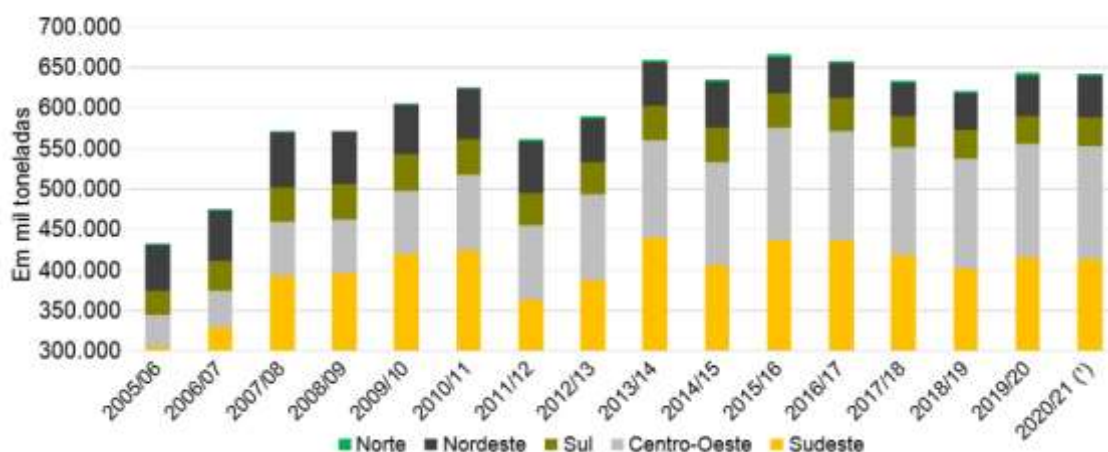


Fonte: CONAB, 2020.

Segundo a Companhia Nacional de Abastecimento (Conab), a produção nacional de etanol bateu recorde na safra 2019/20 com 35,6 bilhões de litros, representando um crescimento de 7,5% na produção em relação à safra anterior. Desse total produzido, cerca de 95,5% do etanol é proveniente da cana-de-açúcar, sendo o etanol a base milho o segundo lugar, com cerca de 1,6 bilhões de litros. Para atingir esse resultado recorde, foram colhidas mais de 642 milhões de toneladas de cana-de-açúcar em cerca de 8,4 milhões de hectares plantados.

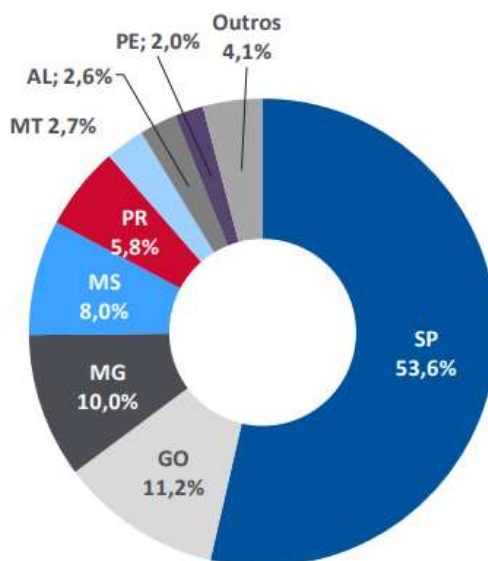
Por região do Brasil, o Sudeste se destaca na produção, com cerca de 65% da colheita de cana-de-açúcar nacional. A figura 10 ilustra como está distribuída a produção de cana-de-açúcar desde a safra de 2005/06. A produção de cana-de-açúcar por estado é representada na figura 11.

**Figura 10** - Evolução da produção de cana-de-açúcar



Fonte: CONAB, 2020.

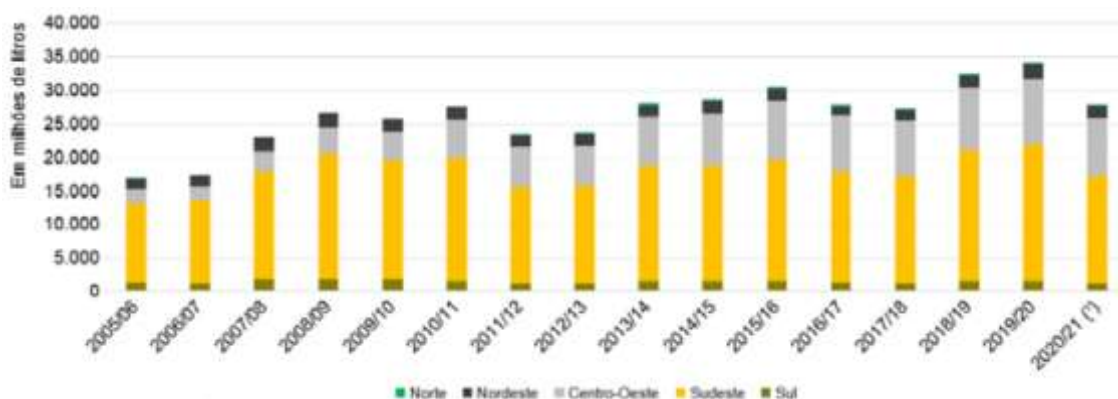
**Figura 11** - Produção de cana-de-açúcar por UF, safra 2018/2019



Fonte: CONAB, 2020.

Para a safra de 2020/21 a estimativa do levantamento da Conab é que aconteça uma retração de 14,3% na produção total de etanol em relação à safra anterior, o que significa uma produção de cerca de 30,6 bilhões de litros. O maior fator impactante desses números é a produção esperada de etanol proveniente da cana-de-açúcar, que deve reduzir em 18,1%. Em contrapartida a produção total de etanol à base de milho continuará crescendo, e deverá ter um aumento de 61,1% em relação à safra anterior. Estimativa de 2,7 bilhões de litros na temporada de 2021. A figura 12 mostra a evolução da produção de etanol total a partir da cana-de-açúcar por região.

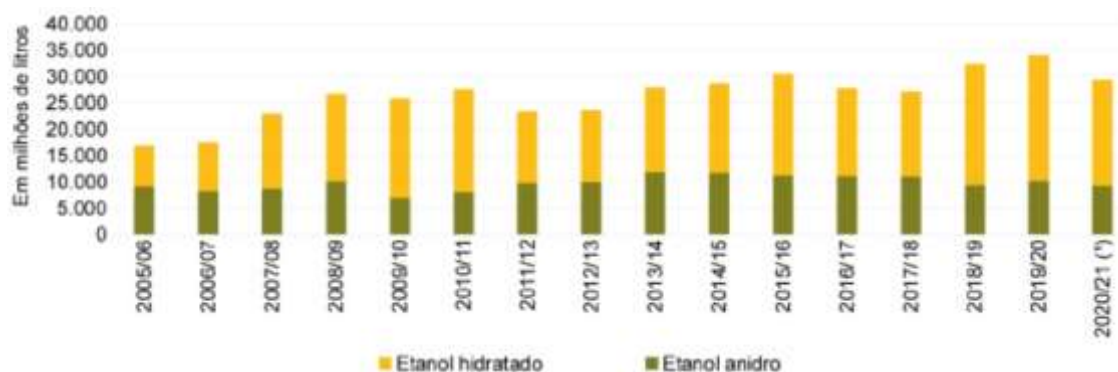
**Figura 12-** Evolução da produção de etanol total a partir da cana-de-açúcar



Fonte: CONAB, 2020.

Para a produção de etanol levantada pelo Conab para a safra de 2020/21, 8,3 bilhões de litros deve ser de etanol anidro (99,6% graduação alcoólica). Para o etanol hidratado (96% de graduação alcoólica) a previsão é de uma produção de 19,5 bilhões de litros. A figura 13 mostra a evolução da produção desses dois tipos de etanóis.

**Figura 13 - Evolução da produção de etanol anidro e hidratado**



**Fonte:** CONAB, 2020.

### 2.3.2. Importância do controle de temperatura

Na produção de etanol encontram-se diversos fatores limitantes de produtividade, como, por exemplo, contaminação bacteriana, inibição por etanol, pH e temperatura. Destacando-se a temperatura, é uma das variáveis que mais afetam a atividade de microrganismos, influenciando no crescimento, metabolismo, capacidade fermentativa e viabilidade celular em leveduras. Logo, operar na condição de temperatura ótima é essencial para melhor rendimento do processo (AMARAL, 2009).

Segundo AMARAL (2009), a condição que maximiza a produção de etanol, da viabilidade e minimiza a produção de glicerol é na temperatura de 32,5 °C e pH 4, e operando-se nessas condições a produtividade do etanol é de aproximadamente 7 g/(L.h).

A fermentação alcoólica é um processo exotérmico, e a temperatura pode ultrapassar os limites admitidos para uma fermentação adequada, e conseqüentemente afetar a eficiência e a produtividade do processo. Em processos industriais, por exemplo, trabalha-se na faixa de temperatura de 35 a 38 °C e pH 4 a 5. De acordo com AMARAL, (2009), nessas condições a produtividade do etanol é aproximadamente 6 g/(L.h), representando uma produtividade cerca de 14% menor do que na condição ideal, com



temperatura à 32,5 °C. Para se ter uma estimativa do impacto da produção fora da condição ideal de temperatura, 14% da produção de etanol da safra 2019/20 representa quase 5 bilhões de litros de etanol. Trazendo para dados econômicos, com o preço médio de R\$ 2,50 para o etanol, essa perda de produção representaria cerca de R\$ 12.500.000.000,00.

É claro que essa é uma conta simplista e que ignora os diversos fatores relacionados à produção de etanol, mas serve para ilustrar que uma pequena diferença na produtividade ou rendimento, que pode, por exemplo, ser causada pela ineficiência do controle de processos, tem um impacto gigantesco para a economia real.

### 3. Material e Métodos

#### 3.1. Material

O *software* escolhido para simulação do controle de processos foi o Scilab por dois principais fatores: *software* livre e utilização ampla.

#### 3.2. Métodos

##### 3.2.1. Modelo matemático

Para o modelamento, algumas premissas foram assumidas para simplificar a construção do problema e focar o estudo nos tipos de controle. O processo é ilustrado na figura 14.

O processo modelado é uma fermentação alcoólica em um biorreator alimentado continuamente com substrato, onde o substrato é um mosto açucarado de glicose. A corrente de alimentação contém substrato a uma concentração  $S_i$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

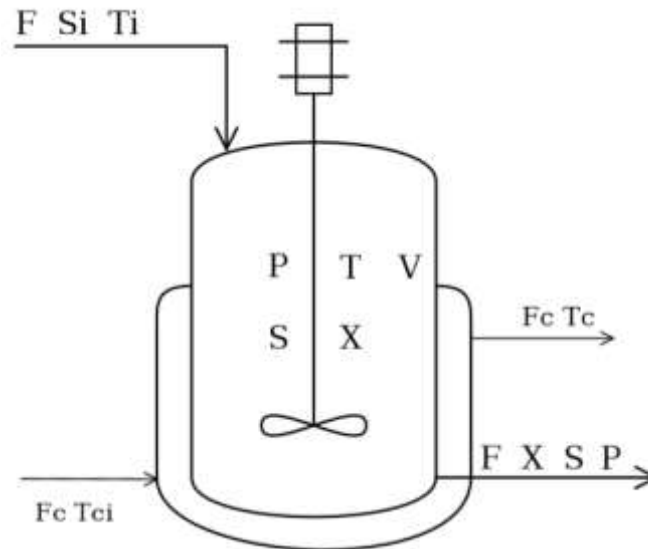
Na condição inicial,  $t = 0$ , há dentro do biorreator perfeitamente agitado a biomassa inoculada com uma concentração  $X(0)$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ). Conforme a reação progride as leveduras crescem e passam a ter uma concentração  $X$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

Uma importante premissa é que o volume  $V$  ( $\text{m}^3$ ) do reator é constante. Essa consideração é razoável para o problema, uma vez que a reação acontece no estado líquido, a vazão  $F$  ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) é igual na entrada e saída do processo e a temperatura varia numa faixa muito pequena para haver expansão volumétrica no líquido. Na prática, a manutenção do volume do reator pode ser feita por exemplo com um controle atuando na vazão de saída por meio de uma válvula.

A temperatura  $T$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) dentro do reator é a variável que vai ser controlada e depende principalmente da temperatura  $T_c$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) e vazão  $F_c$  ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) do líquido de resfriamento que passa pela camisa. Vale ressaltar que é considerado que vazão do fluido de resfriamento é igual na saída e entrada e que temperatura  $T_c$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) se mantém ao longo da camisa. Além disso, é assumido que temperatura ambiente não tem impacto na temperatura do biorreator. O etanol é o produto  $P$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) formado, em no instante inicial tem concentração nula.

Por fim, na saída as concentrações de açúcar, substrato e produto são iguais as concentrações  $X$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ),  $S$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) e  $P$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) dentro do reator, respectivamente.

**Figura 14** - Sistema modelado



Fonte: Elaboração própria (2020).

Para descrever matematicamente o comportamento das variáveis é necessário desenvolver os balanços materiais e energéticos no tempo, visto que é um reator contínuo com volume constante.

Balanco de massa para substrato é dado pela equação 15. A relação de  $F/V$  é chamada de taxa de diluição,  $D$  ( $\text{h}^{-1}$ ), e também pode ser tratada como uma variável do processo, como é representado na equação 16.  $\mu$  é a velocidade específica de crescimento e pode ser expressa pelo modelo cinético proposto por Monod (equação 17),  $\mu_m$  ( $\text{h}^{-1}$ ) é a velocidade máxima de crescimento específico,  $Y_{x/s}$  o fator de conversão de substrato em massa celular e  $Y_{x/p}$  é o fator de conversão de substrato em etanol no processo de fermentação dos microrganismos (KWONG, 2016).

$$\frac{dS}{dt} = \frac{F}{V} (S_i - S)X - \frac{\mu X}{Y_{x/s}} - \frac{\mu X}{Y_{x/p}} \quad \text{Eq. 15}$$

Ou,

$$\frac{dS}{dt} = D(S_i - S)X - \frac{\mu X}{Y_{x/s}} - \frac{\mu X}{Y_{x/p}} \quad \text{Eq. 16}$$

$$\mu = \frac{\mu_m S}{K_s + S} \quad \text{Eq. 17}$$

Balço de massa para a biomassa é dado pela equação 18.

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - D)X \quad \text{Eq. 18}$$

Balço de massa para o produto, etanol, é dado pela equação 19.

$$\frac{dP}{dt} = \frac{\mu X}{Y_{x/p}} - PD \quad \text{Eq. 19}$$

Calor trocado entre camisa térmica e o processo é dado pela equação 20, onde  $U$  (kJ/ (h.°C.m<sup>2</sup>)) é o coeficiente de transferência de calor e  $A_t$  (m<sup>2</sup>) a área da superfície de transferência de calor entre camisa e o fermentador.

$$q = UA_t(T - T_c) \quad \text{Eq. 20}$$

A equação 21 descreve o balanço de energia para o processo em estudo, onde  $C_p$  (kJ/kg) é capacidade térmica da mistura, considerada igual na corrente de saída e entrada, e  $\Delta H_p$  é a entalpia da reação de fermentação. Considerou-se que o calor gerado pela reação de formação de etanol é o único calor gerado no processo.

$$\frac{dT}{dt} = \frac{\rho C_p F (T_i - T) - \Delta H_p V \frac{\mu X}{Y_{x/p}} - UA_t (T - T_c)}{\rho C_p V} \quad \text{Eq. 21}$$

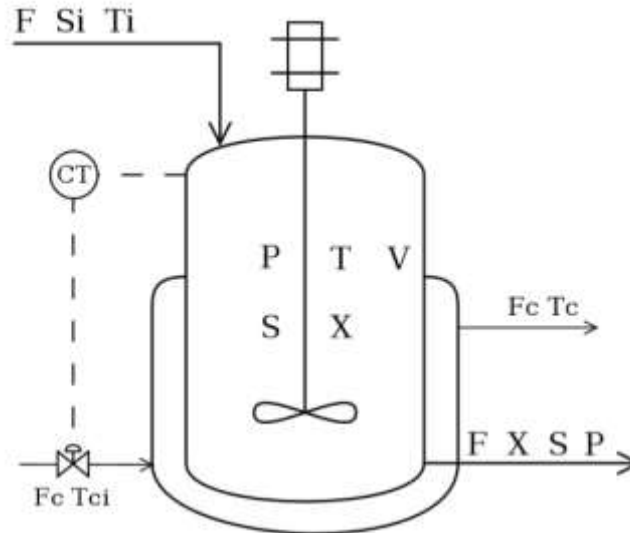
Para a camisa térmica o balanço de energia é dado pela equação 22.

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{\rho_c C_{pc} F_c (T_c - T_c) + UA_t (T - T_c)}{\rho_c C_{pc} V_c} \quad \text{Eq. 22}$$

Com as equações diferenciais ordinárias descritas, temos o modelo matemático que descreve a fermentação alcoólica.

O controle de temperatura é feito a partir da manipulação da corrente de água resfriada, como é ilustrado pela figura 15.

**Figura 15-** Sistema modelado com controle de temperatura



Fonte: Elaboração própria (2020).

### 3.2.2. Valores dos parâmetros e condições iniciais

Para que o sistema tenha seu comportamento simulado, é necessário atribuir valores para os parâmetros e as condições iniciais. Considerando que o modelo busca retratar condições da indústria sucroalcooleira, segue na tabela 2 os valores atribuídos para o processo fermentativo em escala industrial, segundo ANDRIETTA (1994).

**Tabela 2** -Valores dos parâmetros para fermentador modelado

Parâmetro	Valor
$\mu_m$	0,53 h <sup>-1</sup>
$K_s$	1,6 kg/m <sup>3</sup>
$Y_{x/p}$	0,074
$Y_{x/s}$	0,1
$\Delta H_p$	- 372 kJ/kg
U	3600 kJ/ (h.°C.m <sup>2</sup> )
$C_p$	3,35 Kj/kg

$C_{pc}$	4,18 kJ/kg
$\rho_c$	1000 kg/m <sup>3</sup>
$\rho$	800 kg/m <sup>3</sup>

Fonte: Adaptado de ANDRIETTA (1994) e KWONG (2016).

Para as demais variáveis do processo, são considerados os valores descritos na tabela 3. Buscou-se considerar parâmetros de um processo em escala industrial para o volume. Para a variável taxa de diluição D foi considerado um valor médio, que permite o crescimento das leveduras (FONSECA, 2014). A temperatura de *set point* considerada foi de 32 °C, próxima a sugerida por AMARAL (2009) para processo fermentativo.

**Tabela 3-** Valores dos parâmetros para fermentador modelado

Variáveis do processo	Valor
V	700 m <sup>3</sup>
D	0,2 h <sup>-1</sup>
F	140 m <sup>3</sup> /h
S <sub>i</sub>	80 kg/m <sup>3</sup>
T <sub>i</sub>	30 °C
T <sub>ci</sub>	15 °C
A <sub>t</sub>	60 m <sup>2</sup>
T <sub>sp</sub>	32 °C

Fonte: Adaptado de FONSECA (2014), ANDRIETTA (1994), KWONG (2016) e AMARAL (2009).

As condições de contorno consideradas são apresentadas na Tabela 4.

**Tabela 4-** Condição de contorno

Condição de contorno	Valor
S(0)	1 Kg/m <sup>3</sup>
X(0)	1,5 Kg/m <sup>3</sup>
P (0)	0
T(0)	30 °C
Tc(0)	15 °C

Fonte: Elaboração própria (2020).

### 3.2.3. Simulações no Scilab

#### 3.2.3.1. Processo fermentativo

Antes de partir para os diferentes controles de processo, é muito importante ter conhecimento do processo. Para isso simulou-se no Scilab o modelo do fermentador sem a presença de fluxo de água refrigerada na camisa, ou seja,  $F_c = 0$ . Um sistema sem controle de temperatura na prática. Também simulou-se uma situação em que o fluxo de alimentação de água refrigerada na camisa era constante em  $80 \text{ m}^3/\text{h}$ .

#### 3.2.3.2. Controle on-off

Para descrever matematicamente o controle on-off, com histerese, utilizou-se a estrutura condicional do Scilab, como é mostrado na figura 16. Foi necessário levar em consideração a inclinação da curva, para que fosse evitado que controle ficasse ligando e desligando em um intervalo de tempo muito curto. Na prática a estrutura foi escrita para que controle funcionasse como um on-off com histerese.

**Figura 16** - Lógica de controle on-off no Scilab

```
-derivada_de_T = (ro*Cp*F*(Ti-T) - Entp*V*rp - q) / (ro*Cp*V)
-erro = (T - Tsp)
-if erro >= 0.2 then
.... Fc = 80
-elseif erro <= -0.2 then
.... Fc = 0
-else
....-if derivada_de_T < 0 then
..... Fc = 80
.....-else
..... Fc = 0
....-end
-end
-end
```

Fonte: Elaboração própria (2020).

Matematicamente o controle é descrito pelo pseudocódigo do quadro 3.

### Quadro 3 - Pseudocódigo do controle on-off.

$$F_c(t) = \begin{cases} 80, & \text{se } e(t) > 0,2 \\ 0, & \text{se } e(t) < -0,2 \end{cases}$$

Fonte: elaboração própria (2020).

#### 3.2.3.3. Controle PID

A ação proporcional é responsável por produzir uma variação no sinal de saída proporcional ao erro. Quando atua sozinha no sistema de controle, acontece o erro de *offset*. Para esse sistema em específico, utilizou o valor de -30 para a constante da ação proporcional. O sinal negativo se justifica porque o sistema de controle é de ação direta, pois o fluxo  $F_c$  aumenta com o aumento da temperatura do biorreator.

Para descrever matematicamente o controle proporcional, utilizou-se a estrutura mostrada na figura 17 no Scilab. Importante ressaltar que fisicamente o fluxo de água resfriada não pode ser negativo, precisando de um limite inferior e também superior. Desse modo, buscou-se manter  $F_c$  entre 0 e 100 m<sup>3</sup>/h com a utilização de uma estrutura condicional simples.

**Figura 17-** Lógica de controle P no Scilab

```
-Fc = Fcs+Kp*(Tsp-T)
-if Fc<0-then
.... Fc=0
-end
-if Fc>-100-then
.... Fc=-100
-end
```

Fonte: Elaboração própria (2020).

Para esse controle PI manteve-se o valor de -30 para a constante da ação proporcional e utilizou-se -25 para a constante da ação integral. Para descrever matematicamente o controle proporcional, utilizou-se o Scilab como é mostrado na figura 18, onde  $ei$  é a corresponde ao valor da integral do erro no decorrer do tempo.



**Figura 18** - Lógica de controle PI no Scilab

```
...
-- Fc = Fcs+Kc*(Tsp-T)+Ki*ei
-- if Fc < -0.1 then
..... Fc = -0.1
-- end
-- if Fc > 0.1 then
..... Fc = 0.1
-- end
```

Fonte: Elaboração própria (2020).

O controle PID se diferencia do PI pela capacidade antecipatória, buscando o set point com uma oscilação menor que no controlador PI. Matematicamente isso é feito calculando o ganho integral pela multiplicação de  $K_d$  pela derivada do erro no tempo. Para calcular o valor da derivada do erro, considerou-se a relação descrita pela equação 23.

$$\frac{d e(t)}{dt} = \frac{d (T_{sp}-T(t))}{dt} = \frac{d T_{sp}}{dt} - \frac{d T(t)}{dt} = - \frac{d T(t)}{dt} = \frac{-(\rho C_p F (T_i - T) - \Delta H_p V \frac{\mu X}{Y_x} - U A_t (T - T_c))}{\rho C_p V} \quad \text{Eq. 23}$$

No Scilab o controle PID foi descrito como mostra a figura 19. Para esse controle manteve-se o valor de -30 para a constante da ação proporcional, -25 para a constante da ação integral e utilizou-se -50 para a constante da ação derivativa.

**Figura 19** - Lógica de controle PID no Scilab

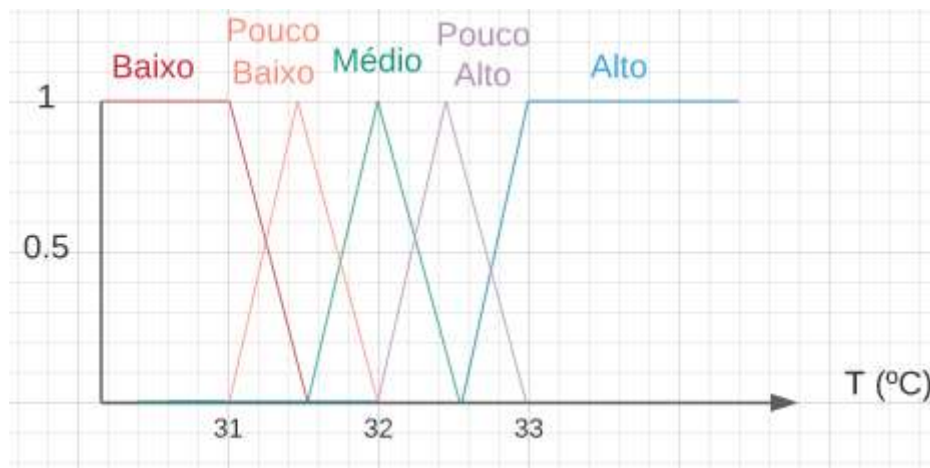
```
.. mi = mim*S/(Ks+S)
.. rx = mi*X/Yxs
.. rp = mi*X/Yxp
.. q = U*At*(T-Tc)
...
.. de_dt = -(ro*Cp*F*(Ti-T)-Ep*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
.. Fc = Fcs+Kc*(Tsp-T)+Ki*ei+Kd*de_dt
-- if Fc < -0.1 then
..... Fc = -0.1
-- end
-- if Fc > 0.1 then
..... Fc = 0.1
-- end
```

Fonte: Elaboração própria (2020).

### 3.2.3.4. Controle Fuzzy

Para trabalhar com o controle Fuzzy o primeiro passo a se tomar é a definição dos conjuntos, com base na experiência e conhecimento que se tem do sistema controlado. Para o controle de temperatura do fermentador em questão, considerou-se os conjuntos conforme é mostrado na figura 20.

**Figura 20-** Representação gráfica dos conjuntos Fuzzy para sistema modelado



Fonte: Elaboração própria (2020).

Dessa forma, para o sistema modelado a temperatura pode ser classificada em 5 faixas, descritas por variáveis linguísticas:

- “Baixa” se for menor ou igual a 31°;
- “Pouco Baixa” se for maior que 31°C e menor ou igual a 31,5 °C;
- “Média” se for maior que 31,5 °C e menor ou igual a 32,5 °C;
- “Pouco alta” se for maior que 32,5 °C e menor ou igual a 33 °C;
- “Alta” se for maior que 33°C.

Esse processo de classificar é exatamente o trabalho do fuzzyficador dentro do controle com lógica Fuzzy. Depois de entender as faixas de temperatura, o controle é descrito com uma série de condições do tipo SE/ENTÃO de acordo com o conhecimento do processo. No caso do sistema modelado, temos:

- Se temperatura é “Baixa”, então “Fechar” a válvula;
- Se temperatura é “Pouco baixa”, então “Abrir pouco” a válvula;
- Se temperatura é “Boa”, então “Abrir nível médio” a válvula;
- Se temperatura é “Pouco alta”, então “Abrir bastante” a válvula;

- Se temperatura é “Alta”, então “Abrir toda” a válvula.

Por fim, para controle ser traduzido em sinal de máquina (defuzzificação), cada uma desses comandos de controle significa um tipo de abertura na válvula e, conseqüentemente, uma vazão específica para a vazão de água refrigerada.

No Scilab foi construído de maneira direta os comandos desse controle Fuzzy, como é mostrado na figura 21.

**Figura 21** - Lógica de controle Fuzzy no Scilab

```
if T <= 31 then
    Fc = 0;
elseif T <= 31.5 then
    Fc = 10;
elseif T <= 32.5 then
    Fc = 32;
elseif T <= 33 then
    Fc = 60;
elseif T > 33 then
    Fc = 80;
end
```

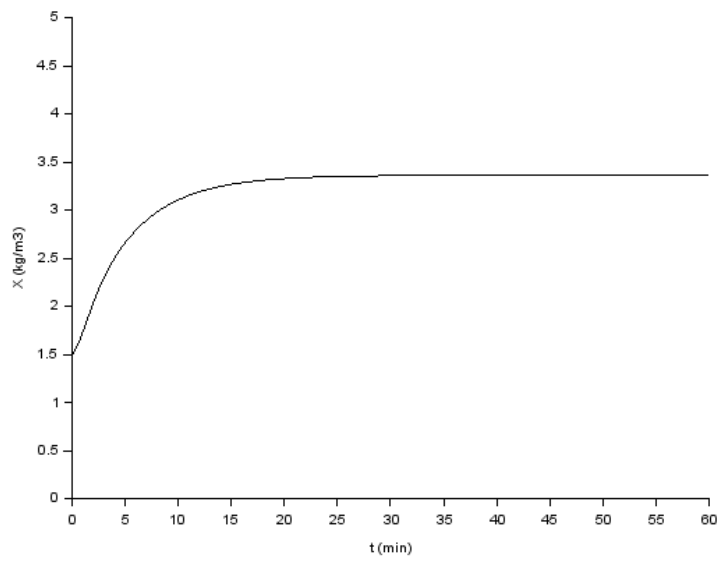
Fonte: Elaboração própria (2020).

## 4. Resultados e discussões

### 4.1. Processo fermentativo

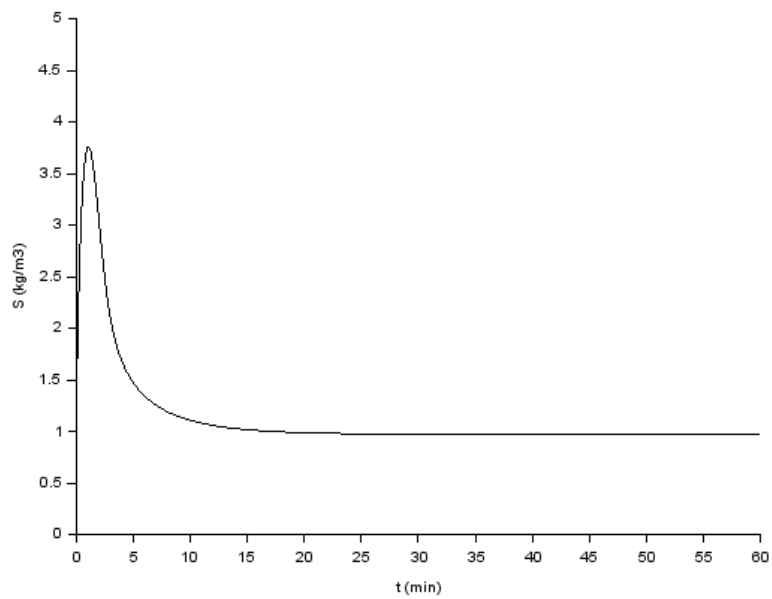
As figuras de 22 a 24 ilustram os resultados obtidos graficamente para concentração celular, de biomassa e de produto no decorrer do tempo.

**Figura 22-** Concentração de células -  $F_c = 0$



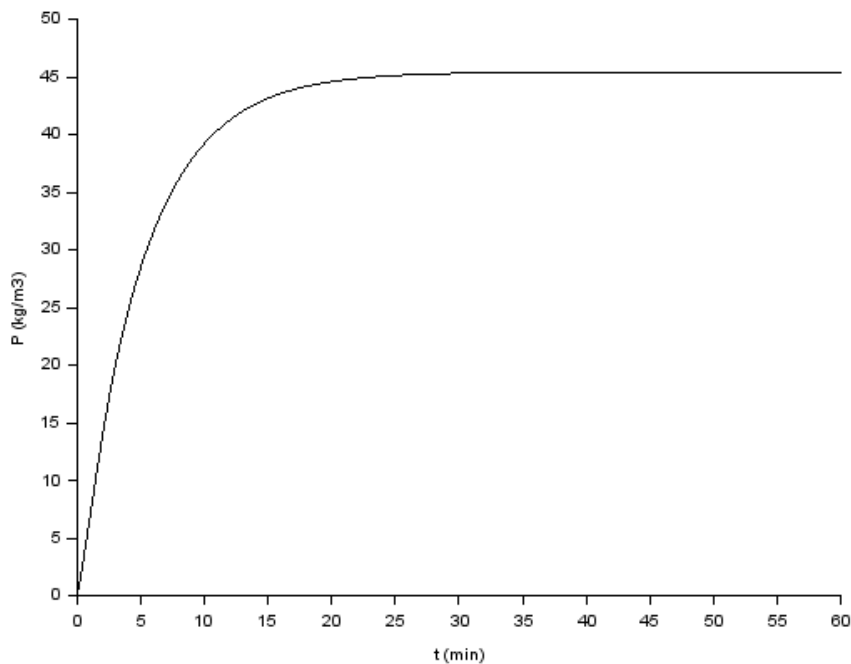
Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 23 -** Concentração de substrato -  $F_c = 0$



Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 24** - concentração de produto,  $F_c = 0$



Fonte: Elaboração própria (2020).

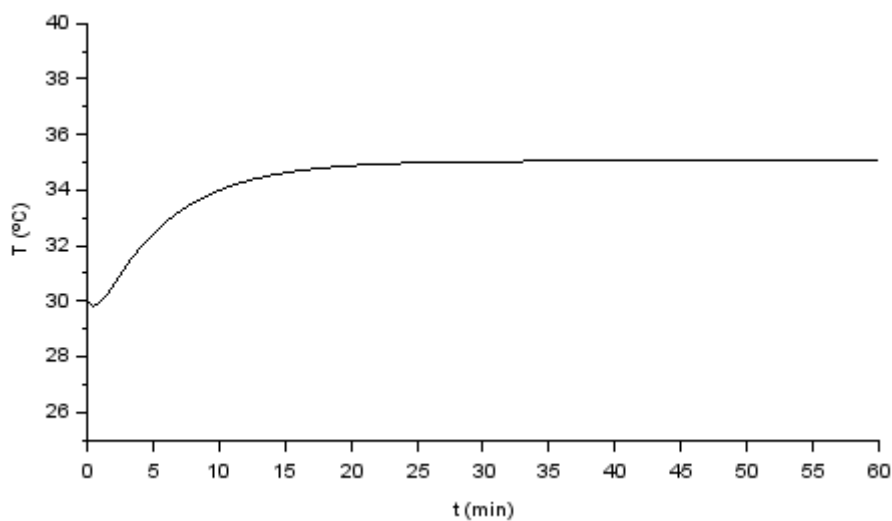
O sistema modelado teve em sua simulação um retrato semelhante ao esperado para um processo fermentativo. Graficamente observou-se o crescimento da população de biomassa, enquanto a concentração de substrato tem um pico de concentração no começo do processo, mas que diminui conforme os microrganismos crescem. Com o passar do tempo a concentração de etanol sai do 0 e alcança concentrações na faixa de  $45 \text{ kg/m}^3$  próximo ao regime transiente, quando as taxas de formação de produto e retirada de produto na corrente de saída se igualam.

Como o valor da entalpia de reação não foi tratado como uma função da temperatura, os gráficos de concentração de substrato, concentração de biomassa e concentração de etanol, figuras 22, 23 e 24, respectivamente, são os mesmos para todas as simulações feitas.

#### **4.1.1. Processo sem corrente de alimentação na camisa**

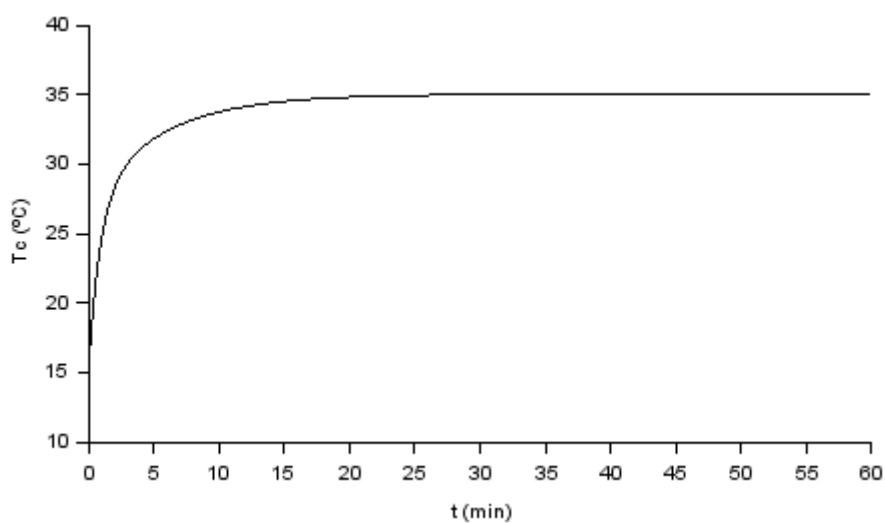
Para o caso em que o fluxo de alimentação de água resfriada é nulo, o resultado é apresentado nas figuras 25 e 26 para temperatura do fermentador e temperatura na camisa, respectivamente.

**Figura 25**-Temperatura do fermentador -  $F_c = 0$



Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 26** - Temperatura na camisa -  $F_c = 0$



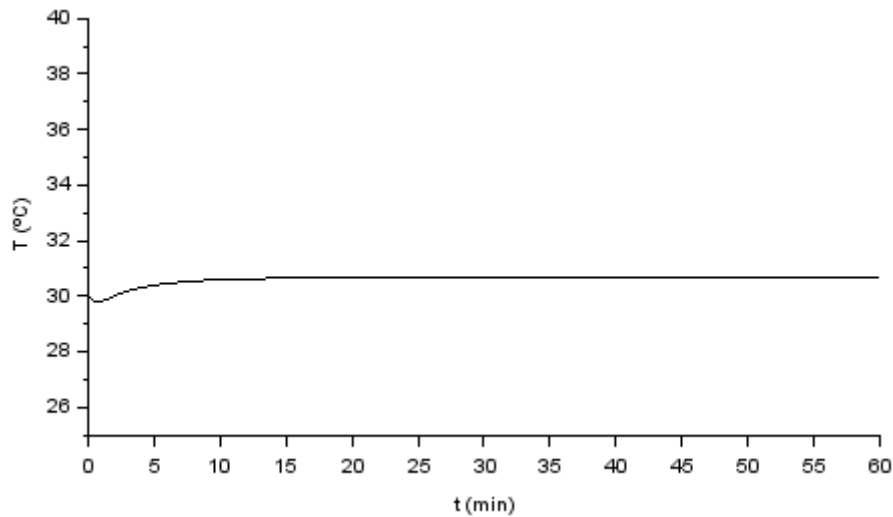
Fonte: Elaboração própria (2020).

Quanto ao comportamento da temperatura dentro do fermentador, observamos que quando não há alimentação de corrente de água refrigerada na camisa térmica, a temperatura cresce até atingir o estado estacionário, por volta de 35 °C. Isso acontece por conta do calor liberado na reação de formação de produto, que é uma reação exotérmica.

#### 4.1.2. Processo com corrente contínua de alimentação na camisa

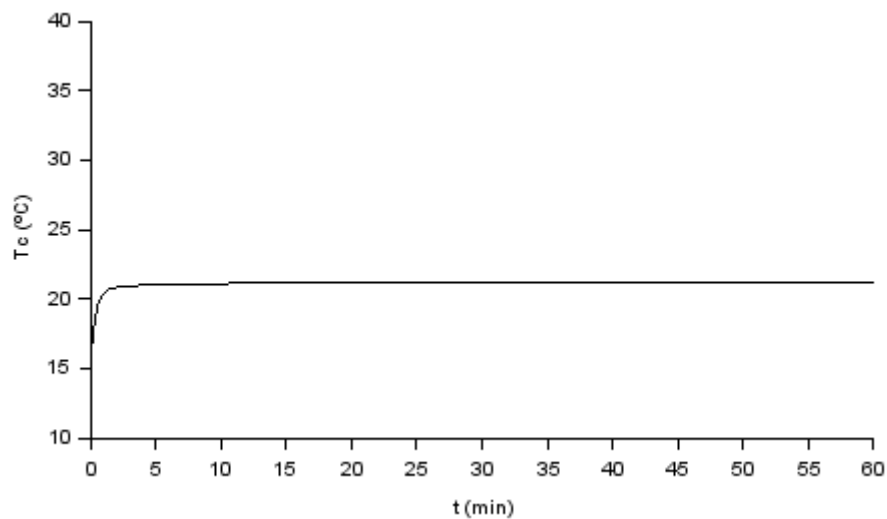
Uma segunda simulação foi feita para o caso em que a vazão de água resfriada estivesse aberta em uma vazão constante de 80 m<sup>3</sup>/h ao longo do tempo. As figuras 27 e 28 ilustram os resultados obtidos graficamente.

**Figura 27** - Temperatura do fermentador -  $F_c = 80 \text{ m}^3/\text{h}$



Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 28**- Temperatura na camisa -  $F_c = 80\text{m}^3/\text{h}$



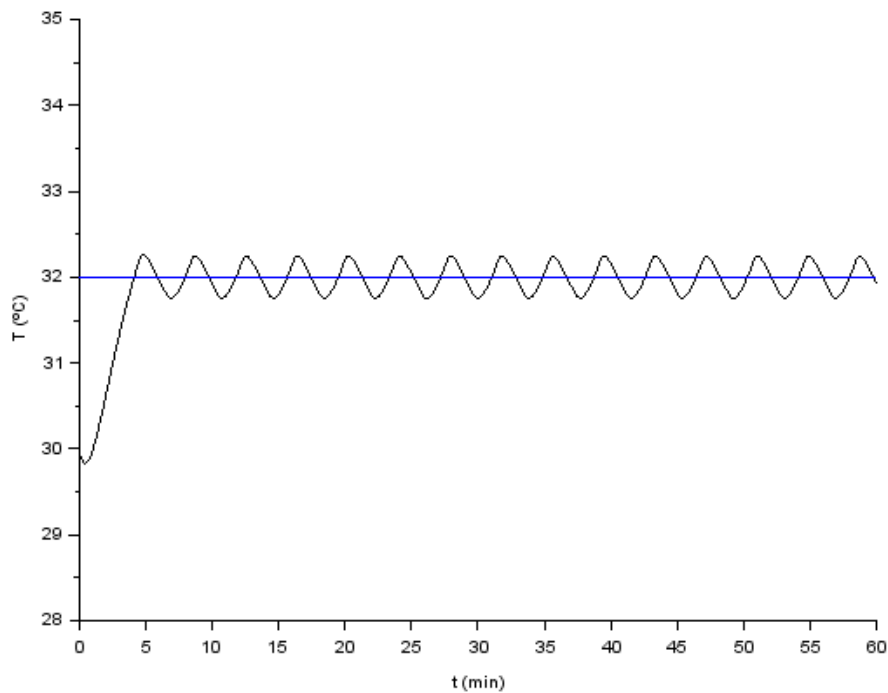
Fonte: Elaboração própria (2020).

Quando há uma alimentação constante 80 m<sup>3</sup>/h de água a 15 °C na camisa térmica, o estado estacionário é atingido com temperatura do fermentador por volta de 30,5 °C. Isso acontece porque o calor liberado na reação de formação de produto é compensado pela troca térmica entre reator e camisa.

## 4.2. Controle on-off

O resultado obtido para o controle de temperatura on-off é mostrado nos gráficos das figuras de 29 e 30.

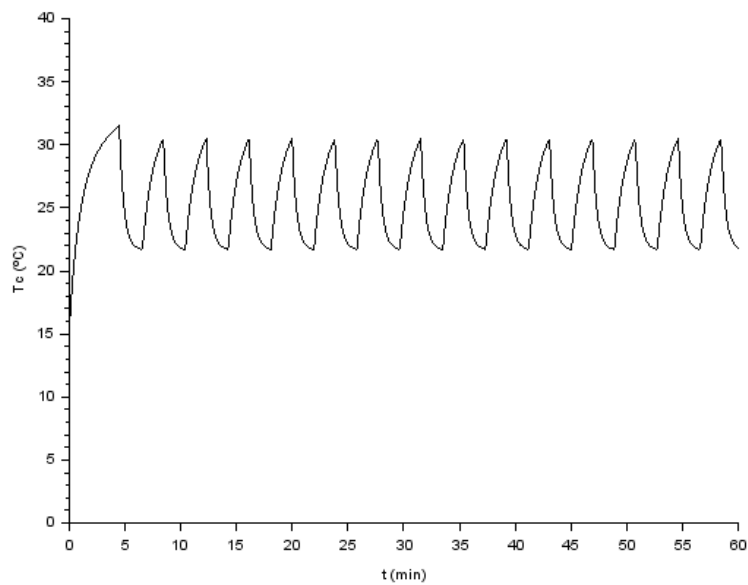
**Figura 29** - Temperatura do fermentador - controle on-off.



Fonte: Elaboração própria (2020).



**Figura 30** - Temperatura na camisa - controle on-off.



Fonte: Elaboração própria (2020).

No controle on-off observa-se uma oscilação ao redor do set point, como era de se esperar. Nesse tipo de controle, a tolerância do erro é que vai determinar a amplitude dessa oscilação. Em um primeiro momento pode parecer óbvio que quanto menor a tolerância melhor vai ser o controle, porém, a tolerância também tem o importante papel de permitir que a variável manipulada tenha tempo de atuar sobre a variável controlada. Na prática, desligar e ligar um atuador em curtos intervalos de tempo pode apresentar um problema para a operação.

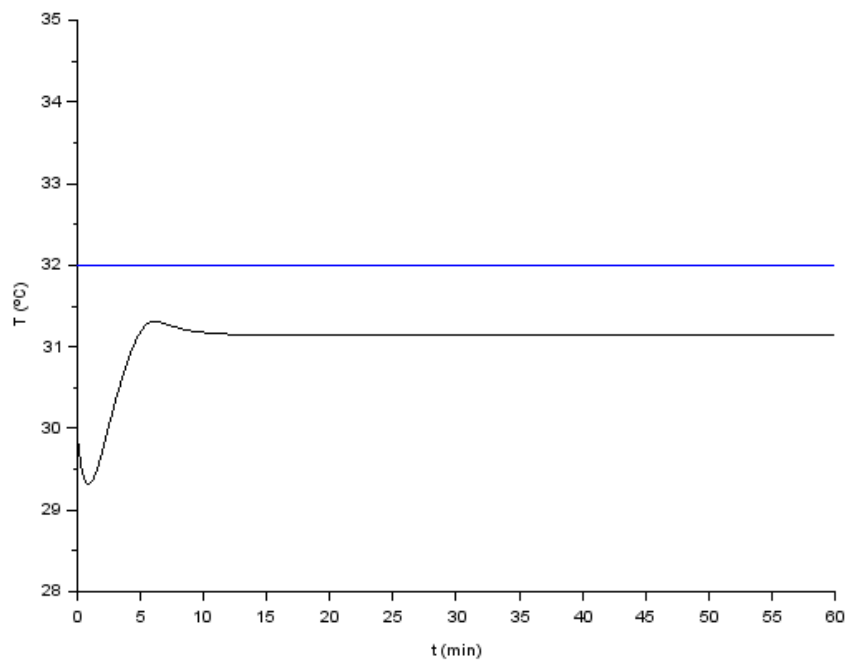
Em resumo, o controle on-off, em geral, destaca-se pela sua simplicidade e no modelo trabalhado em específico entregou um resultado satisfatório para o controle de temperatura do fermentador, no entanto pode contribuir para o desgaste prematuro da válvula de controle.

### **4.3. Controle PID**

#### **4.3.1. Controle proporcional**

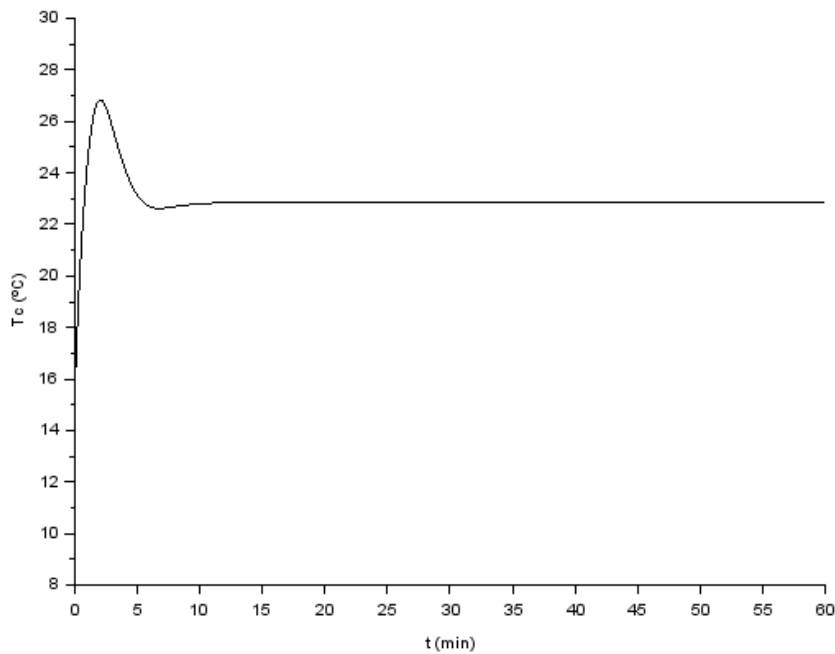
O resultado obtido para o controle proporcional de temperatura é mostrado nos gráficos das figuras de 31 e 32.

**Figura 31** - Temperatura do fermentador - controle P



Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 32** - Temperatura na camisa - controle P



Fonte: Elaboração própria (2020).

O controle PID depende da possibilidade da manipulação da vazão em um espectro contínuo. Isso significa que para controlar o fluxo em uma operação real é preciso ter

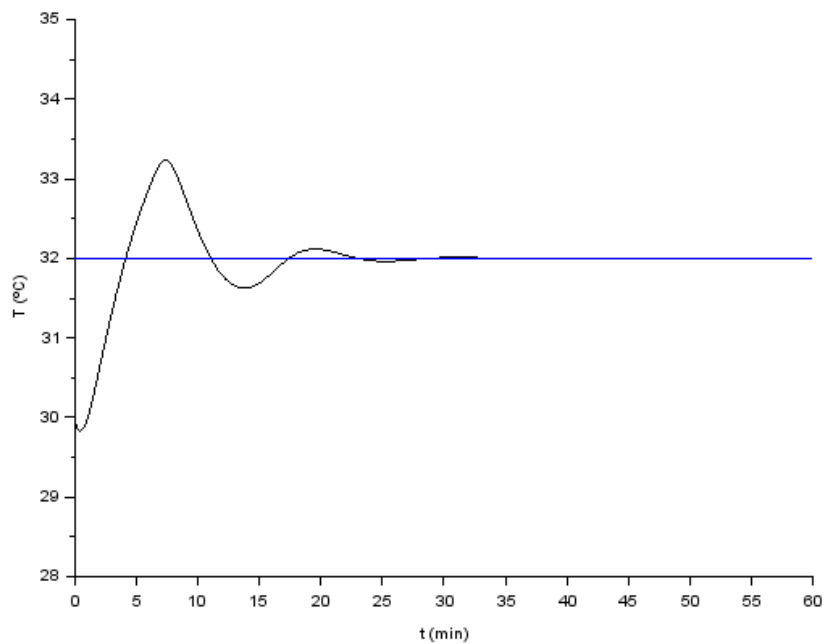
conhecimento da relação “abertura de válvula” e “fluxo desejado” de água refrigerada e ter a aplicação de uma válvula que permita controlar a temperatura em uma faixa contínua de abertura, de totalmente fechada à totalmente aberta.

O controle proporcional não fez com que a temperatura atingisse o set point, já que o erro não consegue ser anulado nesse tipo de controle e sempre existe um erro de *offset*. Esse controle com apenas ação proporcional é utilizado apenas em sistemas simples onde se deseja apenas limitar uma variável, em geral, por questões de segurança. Por exemplo, o nível de um reservatório.

### 4.3.2. Controle proporcional e integral

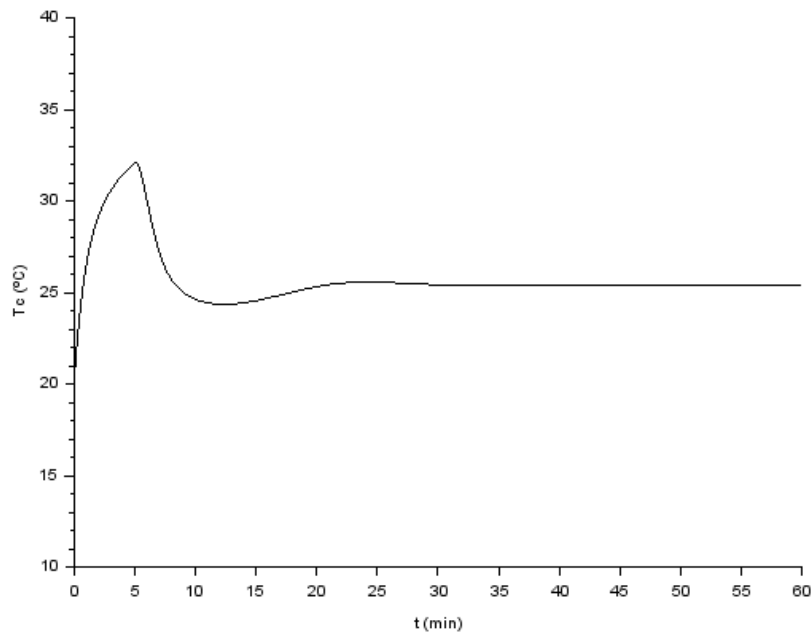
O resultado obtido para o controle de temperatura no controle PI é mostrado nos gráficos das figuras de 33 e 34.

**Figura 33** - Temperatura do fermentador - controle PI



Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 34** - Temperatura na camisa - controle PI



Fonte: Elaboração própria (2020).

Diferente do controle proporcional, o controle PI já foi capaz de zerar o erro de *offset*, uma vez que a ação integral atua considerando o erro acumulado. Matematicamente esse erro acumulado é a integral do erro no tempo e faz a ação integral atuar mais intensamente até que erro seja zerado. Isso não significa que o erro acumulado se anula no estado estacionário, mas a partir do momento em que é atingido o *set point* em um regime permanente, o erro acumulado para de variar e ação integral torna-se constante. Esse controle já apresentou um resultado muito robusto na simulação feita, onde existe apenas um pico de oscilação e o set point é atingido em cerca de 35 minutos.

### **4.3.3. Controle proporcional integral e derivativo**

O controle PID se diferencia do PI pela capacidade antecipatória, buscando o set point com uma oscilação menor que no controlador PI. Matematicamente isso é feito calculando o ganho integral pela multiplicação de  $K_d$  pela derivada do erro no tempo. Para calcular o valor da derivada do erro, considerou-se a relação descrita pela equação 23.

$$\frac{d e(t)}{dt} = \frac{d (T_{sp}-T(t))}{dt} = \frac{d T_{sp}}{dt} - \frac{d T(t)}{dt} = - \frac{d T(t)}{dt} = \frac{-(\rho C_p F (T_i - T) - \Delta H_p V \frac{\mu X}{Y_x} - U A_t (T - T_c))}{\rho C_p V}$$

Eq. 23

No Scilab o controle PID foi escrito como mostra a figura 35. Para esse controle manteve-se o valor de -30 para a constante da ação proporcional, -25 para a constante da ação integral e utilizou-se -50 para a constante da ação derivativa.

**Figura 35** - Lógica de controle PID no Scilab

```

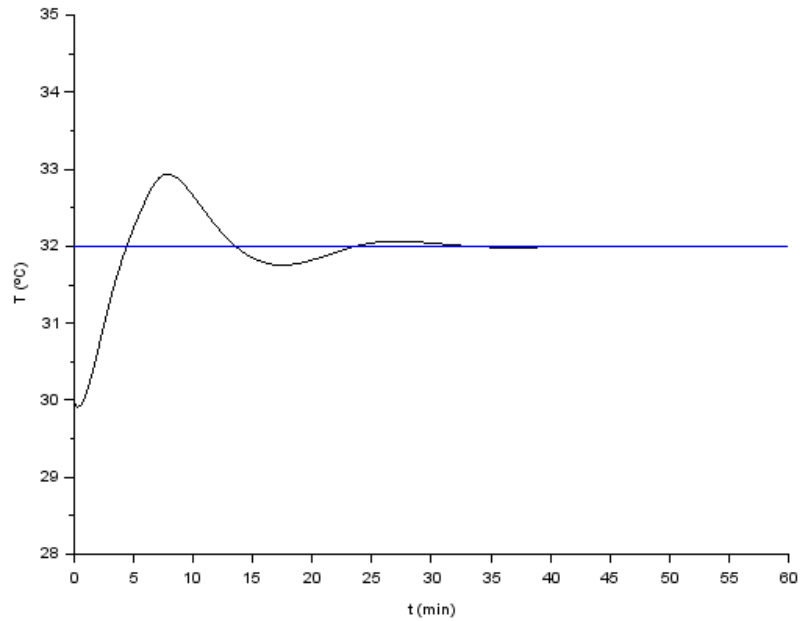
.. mi = mim*S/(Ks+S)
.. rx = mi*X/Yxs
.. rp = mi*X/Yxp
.. q = U*At*(T-Tc)
..
.. de_dt = -(ro*Cp*F*(Ti-T)-Ep*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
.. Fc = Fcs+Kc*(Tsp-T)+Ki*ei+Kd*de_dt
.. if Fc < -0 then
..... Fc = -0
.. end
.. if Fc > -100 then
..... Fc = -100
.. end

```

Fonte: Elaboração própria (2020).

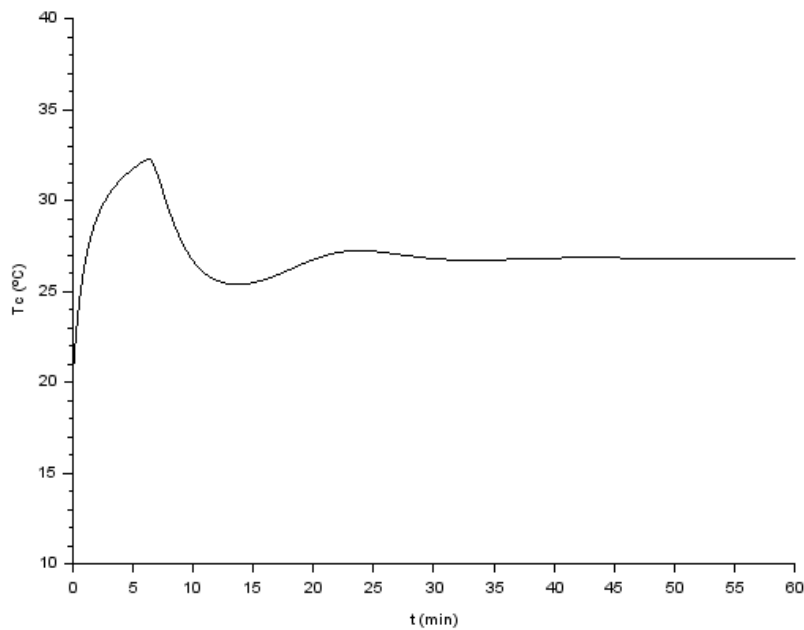
O resultado obtido para o controle de temperatura é mostrado nos gráficos das figuras de 36 e 37.

**Figura 36** - Temperatura do fermentador - controle PID



Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 37** - Temperatura na camisa - controle PID



Fonte: Elaboração própria (2020).

Como dito anteriormente, o controle PID se diferencia do PI pela capacidade antecipatória, tendo a ação derivativa presente. Essa ação derivativa faz o controle atuar

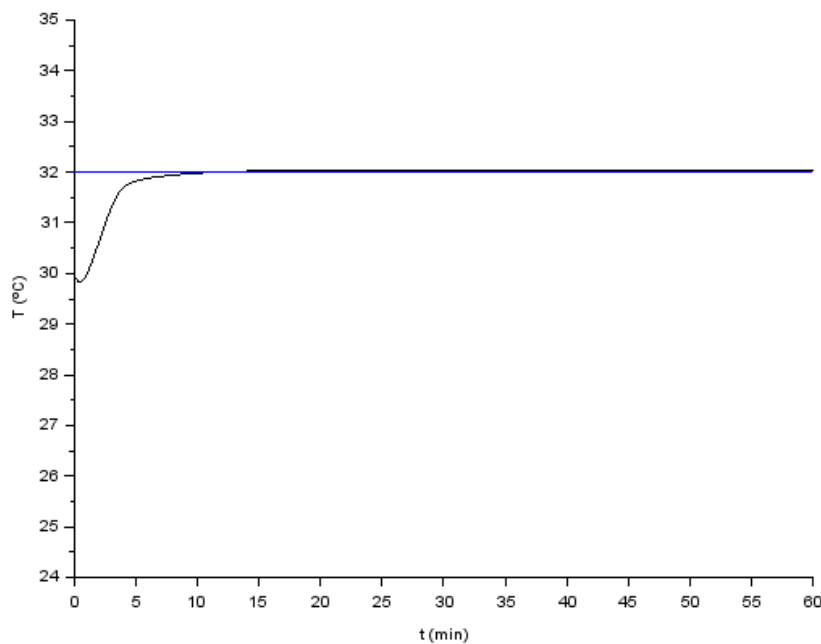
“freando” a taxa de variação da temperatura quanto maior for a inclinação da curva, ou seja, quando a taxa de variação do erro é muito acentuada, a ação derivativa faz com que as oscilações de temperatura sejam amenizadas.

Visualmente a diferença observada entre as curvas de temperatura simuladas no controle PI e PID foi pequena. Isso pode ser justificado pela taxa de aumento da temperatura não ser muito acentuada em nenhum ponto, fazendo com que a ação derivativa tenha um impacto relativamente pequeno no controle do processo se comparado com as ações proporcional e integral.

#### 4.3.3.1. Controle Fuzzy

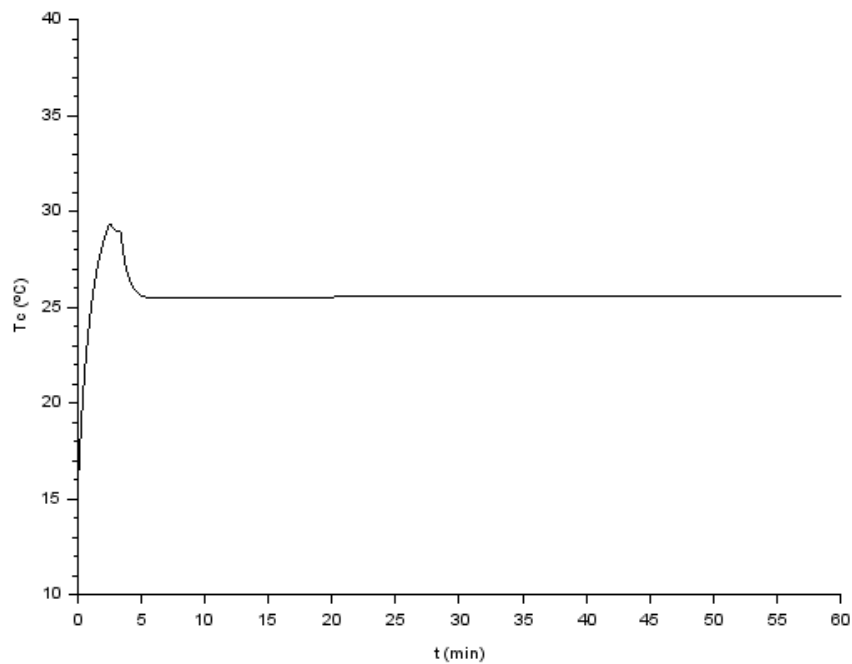
O resultado obtido para o controle de temperatura com lógica Fuzzy é mostrado nos gráficos das figuras de 38 e 39.

**Figura 38** - Temperatura do fermentador - controle Fuzzy



Fonte: Elaboração própria (2020).

**Figura 39** - Temperatura na camisa - controle *Fuzzy*



Fonte: Elaboração própria (2020).

No controle Fuzzy o objetivo foi simular um operador humano que fosse responsável por controlar a temperatura manualmente. Esse operador, com sua experiência no processo pode ter um racional muito semelhante ao descrito, pensando por exemplo da seguinte forma: “se a temperatura está um pouco abaixo de 32 °C, preciso fechar um pouco válvula da vazão de água” ou “temperatura está próxima de 32 °C, preciso colocar a válvula na posição em que eu sei que temperatura seja mantida”. Esse tipo de estrutura foi o utilizado na construção do controlador Fuzzy, e com base nos resultados obtidos para as simulações feitas esse foi o controle com resposta mais robusta para o sistema em questão. Isso mostra que com uma lógica “humana” simples podem ser atingidos resultados muito bons no controle de temperatura.



## 5. Conclusões e sugestões

O trabalho tinha como objetivo modelar um biorreator de fermentação alcoólica e em cima disso simular diferentes lógicas de controle, para ser possível uma análise quanto às características de cada tipo de controle e também fazer a comparação entre os tipos de controle.

Apesar das simplificações na construção do modelo, foi possível observar e interpretar o perfil da curva de temperatura de cada um dos controles simulados. Com isso em mãos, concluiu-se que para controlar a temperatura do fermentador modelado é possível utilizar um sistema de controle semelhante com as lógicas on-off, PI, PID e Fuzzy. Sendo que a lógica Fuzzy apresentou a melhor curva de resposta para controle de temperatura do sistema modelado (figura 38).

Para continuidade do trabalho, sugere-se trazer um tipo novo de controle, por exemplo o digital, ou adicionar uma estrutura em cascata para os controladores estudados aqui. Se possível, a montagem física de um protótipo do sistema físico utilizando microprocessador, como arduíno, agregará muito ao estudo das diferentes lógicas de controle. Por fim, no âmbito das simulações, também é possível a modelagem e análise de controles de volume e pH, esse último pela adição de ácidos e bases, para o mesmo sistema estudado nesse trabalho.

## 6. Referências

ALMEIDA, E. D. **Estudo de controladores baseados em lógica fuzzy. In: 2006. Monografia** (Trabalho final de graduação em Engenharia de Controle e Automação). Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2006.

AMARAL, Flávia Silvério. **Influência conjunta do pH, temperatura e concentração de sulfito na fermentação alcoólica de mostos de sacarose.** 2009. 107 f. Dissertação (Mestrado em Engenharias) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2009.

ANDRIETTA, Silvio Roberto. **Modelagem, simulação e controle de fermentação alcoólica contínua em escala industrial.** Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Campinas, 1994.

AOKI, Tiago de Oliveira. **Controle da temperatura e umidade relativa do ar em ambientes utilizando controlador fuzzy na abertura de janelas.** Monografia. Engenharia de Controle e Automação, Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2014.

BARG, Eduardo Klaus. **Protótipo de um controlador de temperatura baseado em lógica fuzzy utilizando um micro controlador.** Monografia. Ciências da Computação, Universidade Regional de Blumenau, Blumenau, 2002.

BAYER, Fernando Mariano et al. **Controle Automático de Processos. Colégio Técnico Industrial.** Colégio Técnico Industrial de Santa Maria, Santa Maria, 2011. Disponível em: < [https://www.ufsm.br/app/uploads/sites/413/2018/11/11\\_controle\\_automatgico\\_processos.pdf](https://www.ufsm.br/app/uploads/sites/413/2018/11/11_controle_automatgico_processos.pdf)>, acesso em: 11 out. 2020.

CAMPOS, Mário Cesar M. Massa et al. **Controles Típicos de Equipamento e Processos Industriais,** Editora Edgard Blucher, 1ª Edição, 2006.

CAVALCANTI, José Homero Feitosa et al. **Lógica Fuzzy Aplicada às Engenharias**. Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2012. Disponível em: <[http://www.logicafuzzy.com.br/wp-content/uploads/2013/04/logica\\_fuzzy\\_aplicada\\_as\\_engenharias.pdf](http://www.logicafuzzy.com.br/wp-content/uploads/2013/04/logica_fuzzy_aplicada_as_engenharias.pdf)>, acesso em: 19 out. 2020.

COCAL – Energia responsável, 2020. **Fluxograma de Fabricação: Etanol, Açúcar e Energia**. Disponível em: <<http://www.cocal.dominiotemporario.com/conteudo/21/3/fluxograma-de-fabricacao.html>>, acesso em: 15 out. 2020.

Companhia Nacional de Abastecimento - CONAB. **Acompanhamento da Safra Brasileira – Cana-de-Açúcar**. Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana>>, acesso em: 12 out. 2020.

FONSECA, Gabriel de Castro. **Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (EIG)**. Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de São Carlos, Departamento de Engenharia Química, São Carlos, 2014.

GAVIRA, Muriel de Oliveira. **Simulação computacional como uma ferramenta de aquisição de conhecimento**. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

OLIVEIRA, Adalberto Luiz de Lima. **Fundamentos de Controle de Processos. Programa de Certificação de Pessoal de Manutenção**. SENAI, Vitória, 1999. Disponível em: <<http://www.dequi.eel.usp.br/~felix/Controle.pdf>>, acesso em: 13 out. 2020.

SCILAB. **Sobre Scilab**. Disponível em <<https://www.scilab.org/about/company>>, acesso em: 11 out. 2020.

SILVA, João Gomes. **Controle e automação**. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Departamento de Engenharia Elétrica, Curso de extensão, 2000. Disponível em

<<http://www.ece.ufrgs.br/~jmgomes/pid/Apostila/apostila/apostila.html>>, acesso em: 11 out. 2020.

SILVA, Gustavo Monteiro. **Termopares – Dispositivos utilizados para medir temperatura**. Escola Superior Tecnológica Setúbal, Área Científica de Instrumentação e Medida, Anotações de aula, 2020. Disponível em: <<http://www.dem.feis.unesp.br/maprotec/termopares-dispositivos-utilizados-para-medir-temperatura.pdf>>, acesso em: 10 out. 2020.

TANNURI, Eduardo Aounn. **Apostila de PID e Métodos de Sintonia**. Departamento de Engenharia Mecatrônica e Sistemas Mecânicos, Escola Politécnica da USP, 201-. Disponível em: <[https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/5123982/mod\\_resource/content/1/Apostila%20sobre%20PID%20e%20M%C3%A9todos%20de%20Sintonia.pdf](https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/5123982/mod_resource/content/1/Apostila%20sobre%20PID%20e%20M%C3%A9todos%20de%20Sintonia.pdf)>, acesso em: 11 out. 2020.

KWONG, WU HONG. **Introdução ao controle de processos químicos com MATLAB**. Volume 1 - Editora EdUFSCar, 2002.

KWONG, WU HONG. **Resolvendo problemas de engenharia química com software livre Scilab**. Editora EdUFSCar, 2016.

## APÊNDICE A

Programação do fermentador sem fluxo de água refrigerada na camisa térmica.

```
clear
clearglobal
clc
//sistema de EDO
function dxt=fermentacao(t, x)
    X = x(1)
    S = x(2)
    P = x(3)
    T = x(4)
    Tc = x(5)

    mi = mim*S/(Ks+S)
    rx = mi*X/Yxs
    rp = mi*X/Yxp
    q = U*At*(T-Tc)

    dXt = (mi-D)*X
    dSt = D*(Si-S)-rx-rp
    dPt = rp-D*P
    dTt = (ro*Cp*F*(Ti-T)-Entp*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
    dTct = (roc*Cpc*Fc*(Tci-Tc)+q)/(roc*Cpc*Vc)

    dxt = [dXt;dSt;dPt;dTt;dTct]
endfunction

//parâmetros
mim = 0.53 //1/h
Ks = 1.6 //kg/m3
Yxs = 0.1 //adm
Yxp = 0.074 //adm
```

$$U = 3600 \text{ //kJ/(h.}^\circ\text{C.m}^2\text{)}$$

$$C_p = 4.18 \text{ //kJ}^\circ\text{C/Kg}$$

$$\rho_o = 800 \text{ //kg/m}^3$$

$$C_{pc} = 4.18 \text{ //kJ}^\circ\text{C/Kg}$$

$$\rho_{oc} = 1000 \text{ //kg/m}^3$$

$$V_c = 50 \text{ //m}^3$$

$$E_{ntp} = -372 \text{ //KJ/Kg}$$

//Dados do problema

$$V = 700 \text{ //m}^3$$

$$F = 140 \text{ //m}^3\text{/h}$$

$$D = F/V \text{ //1/h}$$

$$S_i = 80 \text{ //kg/m}^3$$

$$T_i = 30 \text{ //}^\circ\text{C}$$

$$T_{ci} = 15 \text{ //}^\circ\text{C}$$

$$A_t = 60 \text{ //m}^2$$

//Controle

$$T_{sp} = 32$$

$$F_c = 0$$

//condições de contorno

$$S_0 = 1 \text{ //kg/m}^3$$

$$X_0 = 1.5 \text{ //kg/m}^3$$

$$P_0 = 0 \text{ //Kg/m}^3$$

$$T_0 = 30 \text{ //}^\circ\text{C}$$

$$T_{c0} = 15 \text{ //}^\circ\text{C}$$

//Simulação fermentação contínua

$$t = 0:0.1:60$$

$$x_0 = [X_0; S_0; P_0; T_0; T_{c0}]$$

$$x = \text{ode}(x_0, 0, t, \text{fermentacao})$$

$$X = x(1,:)$$

$$S = x(2,:)$$

```

P = x(3,:)
T = x(4,:)
Tc = x(5,:)

//Gráficos
scf(1)
clf
plot2d(t,X,rect=[0,0,60,5])
xlabel('t (min) ')
ylabel('X (kg/m3)')
scf(2)
clf
plot2d(t,S,rect=[0,0,60,5])
xlabel('t (min) ')
ylabel('S (kg/m3)')
scf(3)
clf
plot2d(t,P,rect=[0,0,60,50])
xlabel('t (min) ')
ylabel('P (kg/m3)')
scf(4)
clf
plot2d(t,T,rect=[0,25,60,40])
xlabel('t (min) ')
ylabel('T (°C)')
scf(5)
clf
plot2d(t,Tc,rect=[0,10,60,40])
xlabel('t (min) ')
ylabel('Tc (°C)')

```

Programação do fermentador com controle on-off.

```
clear
clearglobal
clc
//sistema de EDO
function dxt=fermentacao(t, x)
    X = x(1)
    S = x(2)
    P = x(3)
    T = x(4)
    Tc = x(5)

    mi = mim*S/(Ks+S)
    rx = mi*X/Yxs
    rp = mi*X/Yxp
    q = U*At*(T-Tc)

    derivada_de_T = (ro*Cp*F*(Ti-T)-Entp*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
    erro = (T-Tsp)
    if erro >= 0.2 then
        Fc = 80
    elseif erro <= -0.2 then
        Fc = 0
    else
        if derivada_de_T < 0 then
            Fc = 80
        else
            Fc = 0
        end
    end
    end
    disp (Fc)

    dXt = (mi-D)*X
```



$$dSt = D*(Si-S)-rx-rp$$

$$dPt = rp-D*P$$

$$dTt = (ro*Cp*F*(Ti-T)-Entp*V*rp-q)/(ro*Cp*V)$$

$$dTct = (roc*Cpc*Fc*(Tci-Tc)+q)/(roc*Cpc*Vc)$$

$$dxt = [dXt;dSt;dPt;dTt;dTct]$$

endfunction

//parâmetros

$$mim = 0.53 //1/h$$

$$Ks = 1.6 //kg/m3$$

$$Yxs = 0.1 //adm$$

$$Yxp = 0.074 //adm$$

$$U = 3600 //kJ/(h.°C.m²)$$

$$Cp = 4.18 //kJ/°C/Kg$$

$$ro = 800 //kg/m3$$

$$Cpc = 4.18 //kJ/°C/Kg$$

$$roc = 1000 //kg/m3$$

$$Vc = 50 //m3$$

$$Entp = -372 //KJ/Kg$$

//Dados do problema

$$V = 700 //m3$$

$$F = 140 //m3/h$$

$$D = F/V //1/h$$

$$Si = 80 //kg/m3$$

$$Ti = 30 //°C$$

$$Tci = 15 //°C$$

$$At = 60 //m2$$

//Controle

$$Tsp = 32$$

//condições de contorno

S0 = 1 //kg/m3

X0 = 1.5 //kg/m3

P0 = 0 //Kg/m3

T0 = 30 //°C

Tc0 = 15 //°C

//Simulação fermentação contínua

t = 0:0.1:60

x0 = [X0;S0;P0;T0;Tc0]

x = ode(x0,0,t,fermentacao)

X = x(1,:)

S = x(2,:)

P = x(3,:)

T = x(4,:)

Tc = x(5,:)

//Gráficos

SP = Tsp\*ones(1,length(t));

scf(1)

clf

plot2d(t,X,rect=[0,0,60,5])

xlabel('t (min) ')

ylabel('X (kg/m3)')

scf(2)

clf

plot2d(t,S,rect=[0,0,60,5])

xlabel('t (min) ')

ylabel('S (kg/m3)')

scf(3)

clf

plot2d(t,P,rect=[0,0,60,50])

xlabel('t (min) ')

ylabel('P (kg/m3)')

scf(4)

```

clf
plot2d(t,[T;SP],rect=[0,28,60,35])
xlabel('t (min)')
ylabel('T (°C)')
scf(5)
clf
plot2d(t,Tc,rect=[0,0,60,40])
xlabel('t (min)')
ylabel('Tc (°C)')

```

Programação do fermentador com controle PID.

```

clear
clearglobal
clc
//sistema de EDO
function dxt=fermentacao(t, x)
    X = x(1)
    S = x(2)
    P = x(3)
    T = x(4)
    Tc = x(5)
    ei = x(6)

    mi = mim*S/(Ks+S)
    rx = mi*X/Yxs
    rp = mi*X/Yxp
    q = U*At*(T-Tc)

    de_dt = -(ro*Cp*F*(Ti-T)-Ep*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
    Fc = Fcs+Kc*(Tsp-T)+Ki*ei+Kd*de_dt
    if Fc < 0 then
        Fc = 0
    end
end

```

```

if Fc > 100 then
    Fc = 100
end

dXt = (mi-D)*X
dSt = D*(Si-S)-rx-rp
dPt = rp-D*P
dTt = (ro*Cp*F*(Ti-T)-Ep*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
dTct = (roc*Cpc*Fc*(Tci-Tc)+q)/(roc*Cpc*Vc)

dxt = [dXt;dSt;dPt;dTt;dTct;(Tsp-T)]
endfunction

//parâmetros
mim = 0.53 //1/h
Ks = 1.6 //kg/m3
Yxs = 0.1 //adm
Yxp = 0.074 //adm
U = 3600 //kJ/(h.°C.m²)
Cp = 4.18 //kJ/°C/Kg
ro = 800 //kg/m3
Cpc = 4.18 //kJ/°C/Kg
roc = 1000 //kg/m3
Vc = 50 //m3
Ep = -372 //KJ/Kg

//Dados do problema
V = 700 //m3
F = 140 //m3/h
D = F/V //1/h
Si = 80 //kg/m3
Ti = 30 //°C
Tci = 20 //°C
At = 60 //m2

```

```

//Controle PID
Kc = -30
Tsp = 32
Fcs = 80
ei = 0
Ki = -25
Kd = -50

//condições de contorno
S0 = 1 //kg/m3
X0 = 1.5 //kg/m3
P0 = 0 //Kg/m3
T0 = 30 //°C
Tc0 = 20 //°C

//Simulação fermentação contínua
t = 0:0.1:60
x0 = [X0;S0;P0;T0;Tc0;ei]
x = ode(x0,0,t,fermentacao)
X = x(1,:)
S = x(2,:)
P = x(3,:)
T = x(4,:)
Tc = x(5,:)
ei = x(6,:)

//Gráficos
mi = mim*S/(Ks+S)
rx = mi*X/Yxs
rp = mi*X/Yxp
q = U*At*(T-Tc)
de_dt = -(ro*Cp*F*(Ti-T)-Ep*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
Fc = Fcs+Kc*(Tsp-T)+Ki*ei+Kd*de_dt

```

```

SP = Tsp*ones(1,length(t));
scf(1)
clf
plot2d(t,X,rect=[0,0,60,5])
xlabel('t (min) ')
ylabel('X (kg/m3)')
scf(2)
clf
plot2d(t,S,rect=[0,0,60,5])
xlabel('t (min) ')
ylabel('S (kg/m3)')
scf(3)
clf
plot2d(t,P,rect=[0,0,60,50])
xlabel('t (min) ')
ylabel('P (kg/m3)')
scf(4)
clf
plot2d(t,[T;SP]',rect=[0,28,60,35])
xlabel('t (min)')
ylabel('T (°C)')
scf(5)
clf
plot2d(t,Tc,rect=[0,10,60,40])
xlabel('t (min)')
ylabel('Tc (°C)')
scf(5)
clf
plot2d(t,Fc,rect=[0,0,60,100])
xlabel('t (min)')
ylabel('Fc (m³/h)')

```

## Programação do fermentador com controle Fuzzy.

```
clear
clearglobal
clc
//sistema de EDO
function dxt=fermentacao(t, x)
    X = x(1)
    S = x(2)
    P = x(3)
    T = x(4)
    Tc = x(5)

    mi = mim*S/(Ks+S)
    rx = mi*X/Yxs
    rp = mi*X/Yxp
    q = U*At*(T-Tc)

    if T <= 31 then
        Fc = 0;
    elseif T <= 31.5 then
        Fc = 10;
    elseif T <= 32.5 then
        Fc = 32;
    elseif T <= 33 then
        Fc = 60;
    elseif T > 33 then
        Fc = 80;
    end

    dXt = (mi-D)*X
    dSt = D*(Si-S)-rx-rp
    dPt = rp-D*P
    dTt = (ro*Cp*F*(Ti-T)-Entp*V*rp-q)/(ro*Cp*V)
```

$$dT_{ct} = (roc * C_{pc} * F_c * (T_{ci} - T_c) + q) / (roc * C_{pc} * V_c)$$

$$dxt = [dX_t; dS_t; dP_t; dT_t; dT_{ct}]$$

endfunction

//parâmetros

$$mim = 0.53 //1/h$$

$$K_s = 1.6 //kg/m^3$$

$$Y_{xs} = 0.1 //adm$$

$$Y_{xp} = 0.074 //adm$$

$$U = 3600 //kJ/(h.^{\circ}C.m^2)$$

$$C_p = 4.18 //kJ/^{\circ}C/Kg$$

$$ro = 800 //kg/m^3$$

$$C_{pc} = 4.18 //kJ/^{\circ}C/Kg$$

$$roc = 1000 //kg/m^3$$

$$V_c = 50 //m^3$$

$$Entp = -372 //KJ/Kg$$

//Dados do problema

$$V = 700 //m^3$$

$$F = 140 //m^3/h$$

$$D = F/V //1/h$$

$$S_i = 80 //kg/m^3$$

$$T_i = 30 //^{\circ}C$$

$$T_{ci} = 15 //^{\circ}C$$

$$A_t = 60 //m^2$$

//Controle

$$T_{sp} = 32$$

//condições de contorno

$$S_0 = 1 //kg/m^3$$

$$X_0 = 1.5 //kg/m^3$$

$$P_0 = 0 //Kg/m^3$$



```

T0 = 30 //°C
Tc0 = 15 //°C

//Simulação fermentação contínua
t = 0:0.1:60
x0 = [X0;S0;P0;T0;Tc0]
x = ode(x0,0,t,fermentacao)
X = x(1,:)
S = x(2,:)
P = x(3,:)
T = x(4,:)
Tc = x(5,:)

//Gráficos
scf(1)
clf
plot2d(t,X,rect=[0,0,60,5])
xlabel('t (min) ')
ylabel('X (kg/m3)')
scf(2)
clf
plot2d(t,S,rect=[0,0,60,5])
xlabel('t (min) ')
ylabel('S (kg/m3)')
scf(3)
clf
plot2d(t,P,rect=[0,0,60,50])
xlabel('t (min) ')
ylabel('P (kg/m3)')
scf(4)
clf
SP = Tsp*ones(1,length(t));
scf(4)
clf

```

```
plot2d(t,[T;SP],rect=[0,24,60,35])
xlabel('t (min)')
ylabel('T (°C)')
scf(5)
clf
plot2d(t,Tc,rect=[0,10,60,40])
xlabel('t (min)')
ylabel('Tc (°C)')
```