

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
BACHARELADO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

DANILO CORDEIRO BRESSAN

**CONTROLE SDRE APLICADO EM REATOR DE FERMENTAÇÃO
ALCOÓLICA**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

PONTA GROSSA

2018

DANILO CORDEIRO BRESSAN

**CONTROLE SDRE APLICADO EM REATOR DE FERMENTAÇÃO
ALCOÓLICA**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentada como requisito parcial à obtenção do título de Bacharel em Engenharia química, do Departamento de Engenharia Química, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Orientador: Prof. Dr. Ângelo Marcelo Tuset

PONTA GROSSA

2018



TERMO DE APROVAÇÃO¹

Controle SDRE aplicado a um reator de fermentação alcoólica

por

Danilo Cordeiro Bressan

Monografia apresentada no dia 13 de junho de 2018 ao Curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Ponta Grossa. O candidato foi arguido pela Banca Examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Examinadora considerou o trabalho APROVADO.

Prof. Dr. Frederic Conrad Janzen
(UTFPR)

Profa. Dra. Giane Gonçalves Lenzi
(UTFPR)

Profa. Dra. Ângelo Marcelo Tuset
(UTFPR)
Orientador

Profa. Dra. Juliana, de Paula Martins
Responsável pelo TCC do Curso de Engenharia Química

¹ Termo de aprovação original assinado está disponível no Departamento de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná campus Ponta Grossa

RESUMO

Devido ao aumento da poluição pelo uso de combustíveis fósseis, a demanda por etanol vem crescendo. A principal forma de produção do etanol é por fermentação pela levedura *Saccharomyces cerevisiae* em um reator de tanque continuamente agitado, CSTR. A temperatura é uma variável de grande importância para esse microrganismo, sendo que a sua temperatura ótima de produção de etanol é 32°C. O reator de fermentação em malha aberta demora para estabilizar, e sua temperatura de estabilização é de aproximadamente 39°C. Dessa forma é necessário um sistema de controle para manter o reator na temperatura ideal de fermentação. A estratégia escolhida foi o sistema de controle por realimentação de estados SDRE por ser uma técnica de controle de simples construção e robusta. Após simulações do reator em malha fechada com perturbações de 20, 30, 40°C e uma função de temperatura variável no tempo, $T_{in}(t)$, o fermentador apresentou um bom desempenho, regulando de forma rápida a temperatura dentro da faixa aceitável de 2 a 5% do valor de *setpoint*.

Palavras chave: Fermentador. Etanol. Sistema não linear. Controle não linear. Controle SDRE.

ABSTRACT

Due to the increase of the by the use of fossil fuels, the demand for ethanol has been growing. The main form of ethanol production is by fermentation by *Saccharomyces cerevisiae* in a Continuous-Stirred Reactor, CSTR. The temperature is a variable of great importance for this microorganism, and its optimum temperature is 32°C. The open-loop fermentation reactor takes time to stabilize, and its stabilization temperature is approximately 39°C. Therefore, it is necessary a control system to keep the reactor in the ideal fermentation temperature. The chosen strategy for the control system was the SDRE, because it is a simple construction and robust control technique. After the closed-loop reactor simulations with temperature disturbances of 20, 30, 40°C and a temperature time function, $T_{in}(t)$, the fermenter presented a good performance, quickly regulating of temperature and acceptable range of 2 to 5% of the setpoint value

Keywords: Fermenter. Ethanol, Non-linear system. Non-linear control. SDRE Control.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Representação do Fermentador contínuo	12
Figura 2: Processo.....	17
Figura 3:Sistema de controle em malha fechada.....	17
Figura 4: Sistema por realimentação de estados.....	21
Figura 5: Concentração de Açúcar em malha aberta	23
Figura 6:Concentração de álcool em malha aberta	24
Figura 7:Concentração de microrganismo em malha aberta	24
Figura 8:Concentração de oxigênio em malha aberta	24
Figura 9:Temperatura do Reator em malha aberta.....	25
Figura 10: Temperatura da jaqueta do reator em malha aberta	25
Figura 11: Concentração de microrganismo em malha fechada.....	29
Figura 12: Concentração de Açúcar em malha fechada	29
Figura 13:Concentração de Etanol em malha fechada	30
Figura 14:Concentração de oxigênio em malha fechada.....	30
Figura 15:Temperatura do Reator em malha fechada	31
Figura 16:Temperatura da jaqueta em malha fechada	31
Figura 17:erro da temperatura do reator em malha fechada	31
Figura 18:Vazão de refrigerante em malha fechada.....	32
Figura 19: gráfico da função de Temperatura $T_{in}(t)$	32
Figura 20:Temperatura do Reator para a perturbação de 20°C	33
Figura 21:Temperatura do reator para perturbação a 30°C.....	33
Figura 22: Temperatura do reator para perturbação de 40°C.....	33
Figura 23:Temperatura do reator para $T_{in}(t)$	34
Figura 24:Erro na temperatura do reator para perturbação de 20°C	34
Figura 25: Gráfico do erro da temperatura para perturbação de 30°C	35
Figura 26: Erro na temperatura do reator para perturbação de 40°C	35
Figura 27:Erro na temperatura do reator para $T_{in}(t)$	35
Figura 28:Temperatura da jaqueta para perturbação de 20°C	36

Figura 29: Vazão de refrigerante para a perturbação de 20°C	36
Figura 30: Temperatura da jaqueta para perturbação de 30°C	36
Figura 31: Temperatura da jaqueta térmica para perturbação de 40°C.....	37
Figura 32: Vazão de fluido refrigerante para perturbação de 40°C.....	37
Figura 33: Temperatura da jaqueta para $T_{in}(t)$	37
Figura 34: Vazão de fluido refrigerante para $T_{in}(t)$	38
Figura 35: Concentração de etanol para perturbação de 20°C.....	38
Figura 36: Concentração de etanol para a perturbação de 30°C.....	39
Figura 37: Concentração de Álcool para a perturbação de 40°C.....	39
Figura 38: Concentração de etanol para $T_{in}(t)$	39

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Condições de operação do processo.....	12
Tabela 2: Constantes do modelo matemático.....	16
Tabela 3: Autores e suas estratégias de controle avançadas.....	20

LISTA DE SIGLAS

IMC-PID Internal Model Control-Proportional Integral Derivative
LMPC Linear Model Predictive Control
MFOIC-PID Modified Fractional Order Internal Control-Proportional Integral Derivative
MPC Model Predictive Control
NARMA Nonlinear Autorregressive-Moving Average
NNMPC Neural Network Model of Predictive Control
P Proportional Control
PI Proportional-Integral Control
PID Proportional-Integral-Derivative Control
SDC State-Dependent Coefficient
SDRE State-Dependent Ricatti Equation
WMFOIC-PID Water Cycle Optimized Modified Fractional Internal Control-Proportional Integral Derivative

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	8
1.1	OBJETIVOS GERAL.....	9
1.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	9
2	REFERENCIAL TEÓRICO	10
2.1	FERMENTADOR	10
2.2	MODELO MATEMÁTICO DO REATOR.....	11
2.3	SISTEMAS DE CONTROLE	16
2.4	CONTROLADORES CLÁSSICOS.....	18
2.4.1	CONTROLADOR LIGA-DESLIGA (<i>ON-OFF</i>)	18
2.4.2	CONTROLADOR PROPORCIONAL (P)	18
2.4.3	CONTROLADOR PROPORCIONAL-INTEGRAL (PI)	18
2.4.4	CONTROLADOR PROPORCIONAL-INTEGRAL-DERIVATIVO (PID)	19
2.5	ESTRATÉGIAS DE CONTROLE DE TEMPERATURA DO REATOR.....	19
2.6	CONTROLE SDRE.....	20
3	RESULTADOS E DISCUSSÕES	23
3.1	REATOR EM MALHA ABERTA	23

3.2	PROJETO DO CONTROLADOR SDRE	26
4	CONCLUSÃO	41
5	TRABALHOS FUTUROS	42
	REFERÊNCIAS	43

1 INTRODUÇÃO

A indústria de bioprocessos ganha espaço em diversas áreas do mercado, incluindo a produção de combustíveis (AMILASTRE *et al.*, 2012). E o impacto causado pela emissão de poluentes na atmosfera pelos combustíveis fósseis abre espaço para o mercado de etanol produzido por fermentação (ESFAHANIAN *et al.* 2016).

A produção de etanol pelo processo de fermentação é influenciada por diversos fatores, tais como concentração de oxigênio, acidez do meio, concentração de substrato e temperatura (PACHAURI, RANI e SINGH, 2017).

Usando o modelo matemático de Pachauri, Rani e Singh (2017) pode-se simular as condições de operação do fermentador e verificar o seu comportamento.

Plantas químicas não operam em sua condição ótima de temperatura, pressão, vazão de um reagente e volume de um tanque. Todas essas variáveis e condições podem oscilar, sendo assim é necessário monitorar e agir para garantir que o sistema se mantenha em suas condições ótimas (STEPHANOPOULOS, 1984).

Segundo Ogata (2010) diversos modelos de controle foram desenvolvidos a fim de impor um limite de funcionamento aos modelos matemáticos e esses obtenham uma resposta desejada.

A maior parte dos sistemas de controle utilizam sistemas lineares ou linearizados (OGATA, 2010), porém de acordo com Wang, Jin e Zhang (2017) a maioria dos processos industriais são não lineares (WANG, JIN e ZHANG, 2017).

Como alternativa aos modelos lineares ou linearizados tradicionais pode-se utilizar a técnica de controle SDRE (*State-Dependent Ricatti Equation*) em português Equações Dependentes de Estado de Ricatti. A qual além de usar um algoritmo computacional simples para sistemas de controle não linear, tem sido usada com sucesso para controlar sistemas matemáticos não lineares (TUSSET, PICCIRILLO e BALTAZAR, 2016).

Portanto, realizou-se neste trabalho simulações numéricas do fermentador em malha aberta, ou seja, sem controle, a fim de verificar a estabilidade do reator. Em seguida projetou-se um controlador considerando a técnica de controle SDRE com o objetivo de controlar a temperatura do reator.

Com o objetivo de analisar a robustez do controle proposto, foram consideradas perturbações na temperatura de entrada do fermentador, considerando variações de 20°C, 30°C e 40°C. Também foi utilizada uma função para a temperatura de entrada do mosto. Dessa forma, foram comparados os erros da temperatura do fermentador com o *setpoint* de 32°C ao longo do tempo para cada uma das perturbações utilizadas.

1.1 OBJETIVOS GERAL

Utilizar a técnica de controle SDRE para projetar um sistema de controle para um reator de fermentação alcoólica e analisar a robustez do controlador comparando o erro da temperatura do fermentador com o setpoint definido.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Propor o modelo matemático do sistema, a partir dos balanços de massa e energia;

Simular o sistema em malha aberta para verificar o comportamento do fermentador;

Aplicar o controle por realimentação de estados SDRE para manter a temperatura do reator no setpoint utilizando como variável manipulada a vazão de fluido refrigerante;

Simular o sistema em malha fechada e analisar a robustez do controlador SDRE comparando o erro da temperatura do reator em relação ao setpoint definido.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 FERMENTADOR

Devido ao impacto ambiental causado pela emissão dos gases do efeito estufa pelo uso de combustíveis fósseis, agregado ao aumento na demanda por combustíveis, é necessária uma fonte viável de combustível renovável (ESFAHANIAN *et al.*, 2016).

Nesse contexto o etanol surge como uma alternativa, por meio da alteração de motores de combustão interna para receber etanol ao invés de derivados de petróleo (ESFAHANIAN *et al.*, 2016).

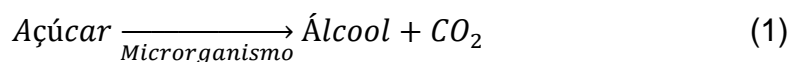
O processo mais antigo para fabricação de etanol é a partir da fermentação dos açúcares encontrados em vegetais como: cereais, beterraba, mandioca e cana-de-açúcar (BASTOS, 2007).

Outro método de obtenção do etanol é a síntese por hidratação do eteno, (C₂H₄), podendo essa ser direta ou indireta (SHREVE, 2012).

Também pode-se produzir o álcool a partir da redução da molécula de acetaldeído (C₂H₄O), com a ação de um agente redutor, o acetaldeído se ioniza e reage com o oxigênio formando assim o etanol (NOVA CANA, 2012).

Segundo Pachauri, Rani e Singh (2017) a fermentação alcoólica é o principal processo realizado pelo microrganismo. Nesse, as leveduras utilizam açúcares como substrato liberando o etanol e o CO₂. E também produzem outros subprodutos, consumindo cerca de 5% dos açúcares, sendo o principal deles o glicerol (AMILLASTRE *et al.*, 2012).

De forma simplificada podemos definir a fermentação alcoólica como na equação (1) abaixo:



A quantidade de produto depende da concentração de microrganismos no meio. Assim, quanto maior o número de microrganismos presente no reator, maior será o consumo de açúcar para a produção de etanol. A taxa de crescimento das leveduras depende de outros fatores como temperatura, quantidade de oxigênio disponível, concentração de açúcar e pH (PACHAURI, RANI e SINGH, 2017).

O crescimento da levedura *Saccharomyces cerevisiae* é maior quando há presença de oxigênio e há relatos que uma pequena quantidade de aeração melhora o consumo de açúcar e a eficiência da produção de etanol (THANI *et al.*, 2016).

Segundo Amillastre (2012) a temperatura é um fator importante tanto para o metabolismo, quanto para a atividade dos microrganismos, sendo que existe uma temperatura ótima para o seu crescimento e outra para a produção etanol.

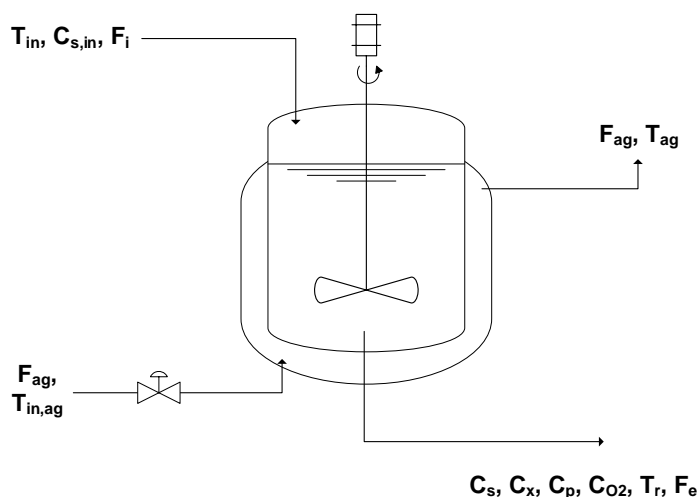
Na produção de etanol o reator de fermentação contínuo apresenta vantagens: sua eficiência pode ser melhorada com o aumento da taxa de diluição e pode-se aumentar a produção de álcool elevando a concentração de açúcar na entrada do reator.

2.2 MODELO MATEMÁTICO DO REATOR

O modelo matemático considerado neste trabalho é o de Pachauri, Rani e Singh (2017), pois é o que representa a melhor dinâmica do processo de fermentação. Pois os demais modelos encontrados não indicam em suas equações as influências da temperatura e da concentração de oxigênio no fermentador, tais como os modelos utilizados por Esfahanian *et al.* (2016), Ariyajaroenwong *et al.* (2016), e Ajbar e Ali (2014).

Assim o modelo do fermentador utilizado neste trabalho foi um reator CSTR (*Continuos Stirred-Tank Reactor*) Reator Contínuo de Tanque Agitado, conforme figura 1.

Figura 1: Representação do Fermentador contínuo



Fonte: Autoria própria.

Na vazão de entrada têm-se a Concentração ($C_{s, in}$) de açúcar ou substrato, a temperatura (T_{in}) e vazão (F_i). A partir dessas entradas e da quantidade de microrganismo inicial no fermentador, as leveduras se reproduzem e produzem etanol, os valores das condições de operação do reator estão na tabela a seguir.

Tabela 1: Condições de operação do processo.

Condições de operação do processo

Parâmetro	Descrição	Valores
F_i	Vazão de entrada do fermentador	51 l/h
F_e	Vazão de saída do fermentador	51l/h
T_{in}	Temperatura de entrada do reator	25 °C
T_e	Temperatura de saída do reator	25 °C
$T_{in, ag}$	Temperatura da jaqueta térmica	15 °C
$C_{s, in}$	Concentração de entrada de substrato no reator	60 g/l
V	Volume do reator	1000 l
V_j	Volume da jaqueta térmica	50 l
pH	pH dentro do reator	6
F_{ag}	Vazão de fluido refrigerante	20 l/h

Fonte: PACHAURI, RANI e SINGH, 2017.

Para as simulações numéricas serão assumidos que:

- Mistura perfeita;
- Velocidade de agitação constante;
- pH do reator constante;
- Vazão de alimentação e saída constantes e de mesmo valor, ou seja, sem variação de volume;
- As concentrações de entrada e temperatura do reator constantes;
- A reação não está produzindo subprodutos.

As equações que relacionam o balanço de massa do fermentador são representadas pelas equações (2) a (10) (PACHAURI, RANI e SINGH, 2017):

A variação da concentração de microrganismo, equação (2), depende da taxa de crescimento das leveduras e da quantidade de microrganismos que saem.

$$\frac{d(C_x)}{dt} = \mu_x C_x \frac{C_s}{K_s + C_s} e^{-K_p C_p} - \frac{F_e}{V} C_x \quad (2)$$

Uma parte do açúcar da alimentação é usado pelas leveduras para o seu crescimento, quando a taxa de multiplicação de leveduras é igual a quantidade de leveduras que saem do reator temos uma concentração constante de leveduras.

A variação da concentração também depende do crescimento específico máximo μ_x , equação (3) que varia com a temperatura:

$$\mu_x = A_1 e^{-\frac{E_{a1}}{R(T_r+273)}} - A_2 e^{-\frac{E_{a2}}{R(T_r+273)}} \quad (3)$$

O crescimento específico máximo mostra qual a taxa do crescimento de leveduras e de morte de leveduras com o tempo. Essa relação mostra qual quantidade máxima de leveduras que crescem a uma determinada temperatura.

A quantidade de açúcar dentro do reator, equação (4), depende da quantidade de açúcar que entra e da taxa de consumo desse substrato pela levedura, tanto para a produção de etanol quanto para a reprodução das leveduras.

$$\frac{d(C_S)}{dt} = -\frac{1}{R_{SX}} \mu_x C_x \frac{C_S}{K_S + C_S} e^{-K_p C_p} - \frac{1}{R_{SP}} \mu_P C_x \frac{C_S}{K_{S1} + C_S} e^{-K_{p1} C_p} + \frac{F_i}{V} C_{S,in} - \frac{F_e}{V} C_S \quad (4)$$

O ideal seria que as leveduras consumissem todo o açúcar, porém devido ao sistema ser contínuo, as leveduras não têm tempo hábil para fermentar todo o açúcar, sobrando assim uma quantidade de açúcar que sai do reator sem ser fermentado.

A produção de etanol depende do consumo de açúcar pelas leveduras no reator. A variação na concentração de etanol no reator é relacionada na equação (5), a quantidade dentro do reator depende da quantidade de etanol produzida, menos a quantidade de etanol que sai.

$$\frac{d(C_P)}{dt} = \mu_P C_x \frac{C_S}{K_{S1} + C_S} e^{-K_{p1} C_p} - \frac{F_e}{V} C_P \quad (5)$$

A concentração de oxigênio dissolvida no reator, equação (6) depende da quantidade que se difunde do oxigênio do ar para o reator e da quantidade de oxigênio que é consumido:

$$\frac{d(C_{O_2})}{dt} = (k_l a)(C_{O_2}^* - C_{O_2}) - r_{O_2} \quad (6)$$

Onde $k_l a$ é o coeficiente volumétrico de transferência de massa, equação (7), que é dependente da temperatura e o $k_l a_0$ é o valor desse coeficiente para temperatura constante.

$$k_l a = k_l a_0 * (1,024)^{T_r - 20} \quad (7)$$

A quantidade que se difunde depende da diferença entre a concentração de oxigênio no equilíbrio, equação (8), e a concentração de oxigênio no reator.

$$C_{O_2}^* = (14,6 - 0,3943T_r + 0,00714T_r^2 - 0,0000646T_r^3) * 10^{-\sum H_i I_i} \quad (8)$$

A quantidade de oxigênio em equilíbrio no reator depende da temperatura e do coeficiente global de forças iônicas, $\sum H_i I_i$, que é dado pela equação (9).

$$\begin{aligned} \sum H_i I_i = & 0,5H_{Na} \frac{m_{NaCl}}{M_{NaCl}} \frac{M_{Na}}{V} + 2H_{Ca} \frac{m_{CaCO_3}}{M_{CaCO_3}} \frac{M_{Ca}}{V} + 2H_{Mg} \frac{m_{MgCl_2}}{M_{MgCl_2}} \frac{M_{Mg}}{V} + 0,5H_{Cl} \left(\frac{m_{NaCl}}{M_{NaCl}} + \right. \\ & \left. 2 \frac{m_{MgCl_2}}{M_{MgCl_2}} \right) \frac{M_{Cl}}{V} + 2H_{CO_3} \frac{m_{CaCO_3}}{M_{CaCO_3}} \frac{M_{CO_3}}{V} + 0,5H_H 10^{-pH} + 0,5H_{OH} 10^{-(14-pH)} \end{aligned} \quad (9)$$

Como o volume e o pH são constantes, o coeficiente global de forças iônicas é constante e vale 0,1227. Esse valor é adimensional.

A equação (10) relaciona o consumo de oxigênio pela levedura durante a sua fermentação.

$$r_{O_2} = \mu_{O_2} * \frac{1}{Y_{O_2}} * C_x * \frac{C_{O_2}}{K_{O_2} + C_{O_2}} \quad (10)$$

Além do balanço de massa, precisamos do balanço de energia para descrever o comportamento da temperatura do fermentador e da jaqueta de refrigeração. O fluido que utilizado para refrigerar o reator nesse trabalho será água 15°C.

O balanço de energia segundo Pachauri, Rani e Singh (2017), é composto apenas por 2 equações: variação de temperatura do reator, equação (11) e variação de temperatura na jaqueta, equação (12).

$$\frac{d(T_r)}{dt} = \frac{F_i}{V} (T_{in} + 273) - \frac{F_e}{V} (T_r + 273) + \frac{r_{O_2} \Delta H_r}{32 \rho_r c_{heat,r}} - \frac{K_T A_T (T_r - T_{ag})}{V \rho_r c_{heat,r}} \quad (11)$$

O valor da constante 273 é apenas para conversão da temperatura de Celsius para Kelvin, mantendo todos nas mesmas unidades de medida, sendo o calor de reação ΔH_r considerado constante.

$$\frac{d(T_{ag})}{dt} = \frac{F_{aq}}{V_j} (T_{in,ag} - T_{ag}) + \frac{K_T A_T (T_r - T_{ag})}{V_j \rho_{ag} c_{heat,ag}} \quad (12)$$

Na tabela (2) encontram-se os valores dos parâmetros utilizados nas simulações numéricas:

Tabela 2: Parâmetros utilizados nas simulações numéricas.

Constantes do modelo matemático do fermentador	
$A_1=9,5 \times 10^8$	$H_H = -0,774$
$A_2=2,55 \times 10^{33}$	$H_{Mg} = -0,314$
$A_T= 1m^2$	$H_{Na} = -0,550$
$C_{heat, ag}=4,18 \text{ J/g} \cdot K$	$H_{OH} = 0,941$
$C_{heat, r}=4,18 \text{ J/g} \cdot K$	$m_{CaCO_3}= 100 \text{ gm}$
$E_{a1}= 55000 \text{ J/mol}$	$m_{MgCl_2}= 100 \text{ gm}$
$E_{a2}= 220000 \text{ J/mol}$	$m_{NaCl}= 500 \text{ gm}$
$(k_{ia})_0=38 \text{ h}^{-1}$	$M_{Ca}=40 \text{ g/mol}$
$K_s= 1,03 \text{ g/l}$	$M_{CaCO_3}= 90 \text{ g/mol}$
$K_{s1}=1,68 \text{ g/l}$	$M_{Cl} = 35,5 \text{ g/mol}$
$K_T= 3,6 \times 10^5 \text{ J/h} \cdot m^2 \cdot K$	$M_{CO_3} = 60 \text{ g/mol}$
$R= 8,31 \text{ J/mol} \cdot K$	$Y_{O_2}= 0,97 \text{ mg/mg}$
$R_{SP}= 0,435$	$\Delta H_r= 518 \text{ kJ/molO}_2$
$R_{sx}= 0,607$	$\mu_{O_2}= 0,5 \text{ h}^{-1}$
$H_{Ca}= -0,303$	$\mu_P= 1,79 \text{ h}^{-1}$
$H_{Cl} = 0,844$	$\rho_{ag}= 1000 \text{ g/l}$
$H_{CO_3} = 0,485$	$\rho_r = 1080 \text{ g/l}$

Fonte: PACHAURI, RANI e SINGH, 2017

2.3 SISTEMAS DE CONTROLE

Um processo é um conjunto de mudanças que ocorrem em uma entrada com o fim de transformá-las em uma saída específica. O qual pode acontecer de forma natural ou artificial (OGATA, 2010). A definição de processo pode ser representada de forma visual na figura (2).

Figura 2: Processo



Fonte: Autoria própria

Se os processos operassem em estado estacionário, ou seja, se todas as variáveis de entrada fossem constantes as saídas permaneceriam constantes e o sistema poderia operar sem supervisão ou controle (STEPHANOPOULOS, 1984).

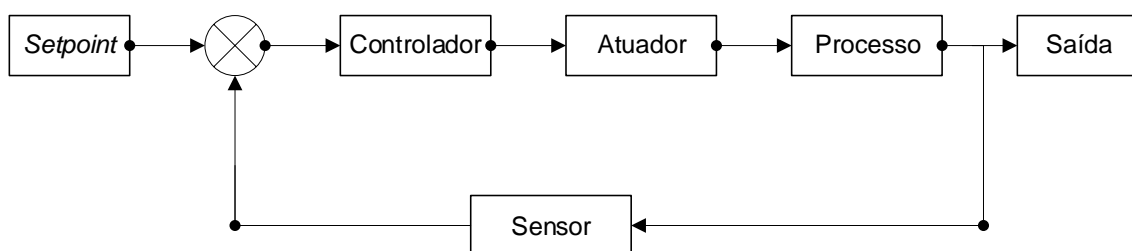
Entretanto, na prática essa operação é influenciada por fatores externos que alteram essas condições, logo, é necessário um sistema de controle para manter o processo em seu funcionamento ideal (STEPHANOPOULOS, 1984).

Um sistema em malha aberta é um sistema onde o sinal de saída do processo não afeta a ação do controlador, assim as variáveis de saída não são medidas, ou quando não há um sistema de controle para o processo, a figura (2) pode representar um processo em malha aberta (OGATA, 2010).

No sistema em malha fechada o sinal de saída é medido e comparado com o valor desejado, o *setpoint* do sistema. O erro gerado por essa comparação age no controlador para corrigir o valor de saída e trazer para o *setpoint* (OGATA, 2010).

A figura (3) representa um sistema em malha fechada.

Figura 3: Sistema de controle em malha fechada



Fonte: Autoria própria

2.4 CONTROLADORES CLÁSSICOS

Os controladores clássicos são os mais utilizados na indústria. São controles do tipo SISO (*Single-In Single-Out*), ou seja, uma entrada e uma saída, sendo os mais comuns: O controlador liga-desliga (*on-off*); Controlador Proporcional (P); O controlador Proporcional-Integral (PI); e o controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID).

2.4.1 Controlador Liga-Desliga (*on-off*)

O controlador *on-off*, equação (13), é um controlador de funcionamento simples, seu elemento de atuação possui duas funções: liga e desliga. Quando o erro do sistema é maior que 0 o atuador age de uma forma, quando o erro é menor que zero o atuador age de outra forma (OGATA, 2010).

$$U(t) = \begin{cases} U_1, & \text{para } e(t) > 0 \\ U_2, & \text{para } e(t) < 0 \end{cases} \quad (13)$$

2.4.2 Controlador Proporcional (P)

O controlador proporcional, equação (14) gera uma resposta $U(t)$ proporcional ao erro $e(t)$, quanto maior for o valor do ganho proporcional (K_c), maior será a sensibilidade do sinal de atuação aos erros (STEPHANOPOULOS, 1984).

$$U(t) = K_p e(t) \quad (14)$$

O controlador proporcional geralmente não atinge o valor de *setpoint* tendo uma pequena diferença chamada de *offset*. Em processos mais simples como controle de volume de um tanque essa diferença é pouco significativa (STEPHANOPOULOS, 1984).

2.4.3 Controlador Proporcional-Integral (PI)

O controlador Proporcional-Integral é um sistema de controle que possui um termo proporcional ao erro e outro integral (OGATA, 2010).

A resposta para esse controlador é dada pela equação (15), onde K_p representa o ganho proporcional e T_i a taxa de restabelecimento.

$$U(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt \quad (15)$$

A taxa de restabelecimento é o número de vezes por minuto em que o ganho proporcional é duplicado (OGATA, 2010).

O termo integral adicionado ao controlador corrige o *offset* que o controlador proporcional apresenta. O qual gera uma resposta lenta e um sinal de correção oscilatório, podendo dificultar a estabilização do processo no *setpoint* (STEPHANOPOULOS, 1984).

2.4.4 Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID)

A adição do termo derivativo no controlador PI gera o controlador PID, equação (16). A ação derivativa diminui a oscilação do sistema e acelera a ação do controlador.

$$U(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (16)$$

O termo T_d é chamado de tempo derivativo, ele significa o intervalo de tempo em que a ação do termo derivativo avança o controlador (OGATA, 2010).

2.5 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE DE TEMPERATURA DO REATOR

Além das estratégias clássicas de controle, controle *on-off*, P, PI e PID, existem outras estratégias de controle avançado.

A teoria de controle clássica que trata somente de sistemas com uma entrada e uma saída tornou-se insuficiente para sistemas com diversas entradas e saídas. Dessa forma o sistema de controle avançado foi desenvolvido para suprir as necessidades dos modelos modernos mais complexos e atender as especificações de peso, exatidão e custos (OGATA, 2010).

A tabela 3 são apresentados alguns autores e as estratégias de controle que foram aplicaram para controle do fermentador alcoólico.

Tabela 3: Autores e suas estratégias de controle avançadas

Autor	Estratégia de controle
Nagy (2007)	NNMPC, LMPC e PID
Condorena, Atala e Costa (2011)	NNNMPC
Schaum, Alvarez e Lopes-Arenas (2011)	PID saturado
Imitiaz et al. (2014)	NARMA
Fonseca et. al.	FUZZY com múltiplas válvulas
Savran e Kahraman(2014)	FUZZY
Pimentel et al. (2015)	MPC com observador de estados
Pachauri, Rani e Singh (2017)	IMC-PID MFOIC-PID e WMFOIC-PID

Fonte: Autoria própria

2.6 CONTROLE SDRE

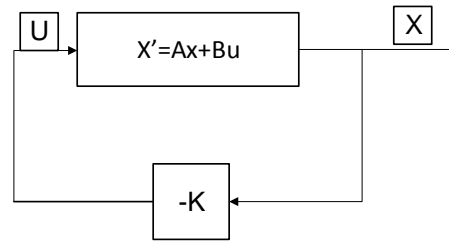
O Controlador SDRE (*State-Dependent Riccati Equation*) é uma estratégia de controle para sistemas não lineares, que proporciona estabilidade e um controle sub-ótimo, mesmo com as incertezas do modelo teórico (STRANO e TERZO, 2015).

O método implica na parametrização das variáveis em uma matriz de estados a Matriz $X(x)$ multiplicando a matriz de funções que dependem dos próprios estados $A(x)$ e $B(x)$. Ao fazer isso o controle SDRE captura as não linearidades do sistema trazendo para um sistema linear com as matrizes de coeficientes de estado SDC (*State-Dependent Coefficient*) as matrizes $A(x)$ e $B(x)$ (ÇIMEN, 2008).

O sinal de controle é obtido resolvendo-se a equação de Ricatti, para matrizes de desempenho e custo Q e R definidas positivas, a obtenção do ganho de controle através da equação de Ricatti garante a minimização de um índice de desempenho quadrático (ÇIMEN, 2008).

A figura (4) apresenta o diagrama de blocos de um sistema de compensação por realimentação de estados.

Figura 4: Sistema por realimentação de estados



Fonte: Autoria própria

Segundo Strano e Terzo (2015) a estratégia de controle SDRE é aplicada em sistemas que representam, por exemplo: sistemas aeroespaciais, sistemas veiculares, sistemas biológicos, entre outros.

Tusset, Piccirillo e Balthazar (2016) aplicaram o sistema SDRE em método de controle de pragas predador presa, para controlar a quantidade de ácaros em macieiras. Molter e Rafikov (2011) aplicaram esse mesmo método de controle avançado para controle de pragas em um sistema com duas presas e um predador.

O controle SDRE também pode ser utilizado para controlar um sistema robóticos, onde um robô deve repetir as ações do outro (CHINELATO e MARTINS-FILHO, 2014).

Molter (2008) fez uso do controlador SDRE para controlar manipuladores de sistemas rígidos e flexíveis usando manipuladores piezelétricos.

Alves *et al.* (2017) estudou a aplicação do sistema SDRE para controlar a velocidade das rodas de uma bicicleta com motor de compressão a ar.

Para aplicar o sistema de controle SDRE é necessário que o sistema esteja representado na forma de equações de estado, conforme equação (17).

$$\dot{X} = A(x)X(x) + B(x)U(t) \quad (17)$$

O controle por realimentação $U(t)$ do sistema (17) é dada pela equação (18):

$$U(t) = -R^{-1}B^T(x)P(x)x(t) \quad (18)$$

O índice de desempenho J a ser minimizado é representado pela equação (19).

$$J = \int_0^{\infty} (x^T Q(x)x + u^T R(x)u) dt \quad (19)$$

Onde J representa o índice de desempenho do controlador.

Sendo que P da equação (18) pode ser obtida resolvendo-se a equação de Riccati (20):

$$A^T(x)K + KA(x) + KB(x)R^{-1}B^T(x)K + Q = 0 \quad (20)$$

Onde R e Q são matrizes de constantes definidas positivas.

3 RESULTADOS E DISCUSSÕES

3.1 REATOR EM MALHA ABERTA

Utilizando o modelo matemático de Pachauri, Rani e Singh (2017) realizamos a simulação do reator em malha aberta, sem controle, no software MATLAB®.

Os sistemas em malha aberta são mais simples e mais baratos. Nesses sistemas o sinal de saída não é medido e a atuação do controle é mais simples. No caso do reator, em malha aberta, para controlar a temperatura a jaqueta usa uma vazão constante de 20 L/h.

Os resultados do reator em malha aberta estão nas figuras (5) a (10):

Figura 5: Concentração de Açúcar em malha aberta

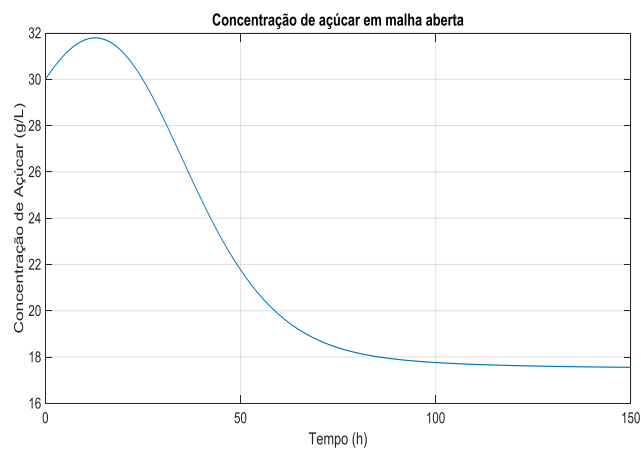


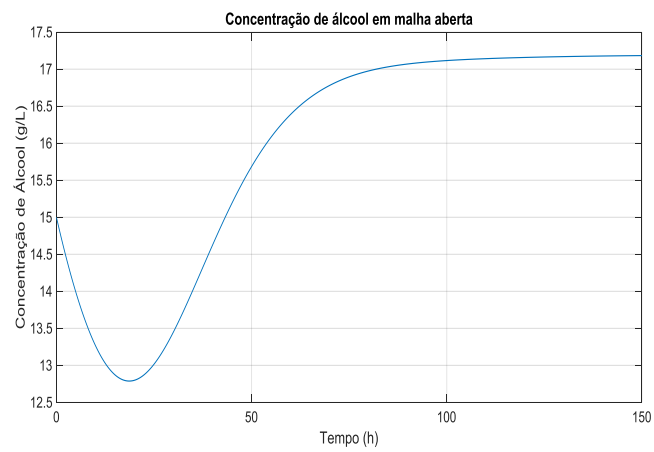
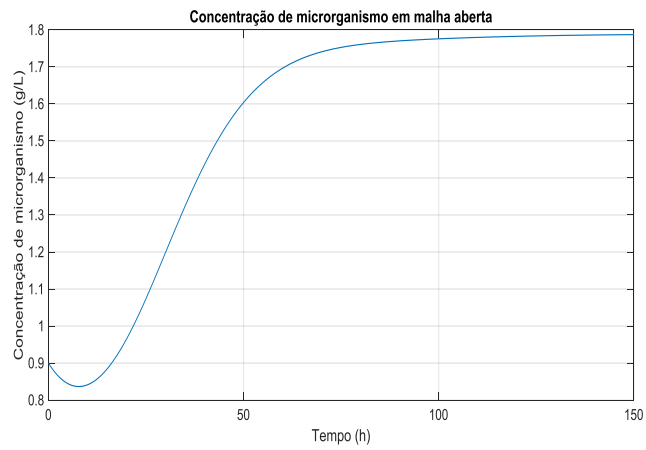
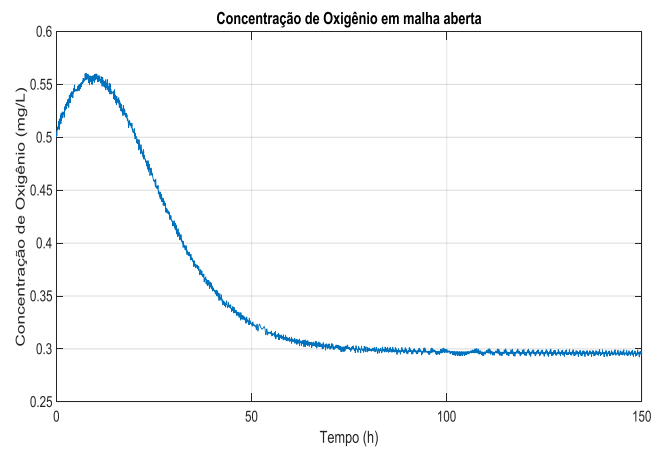
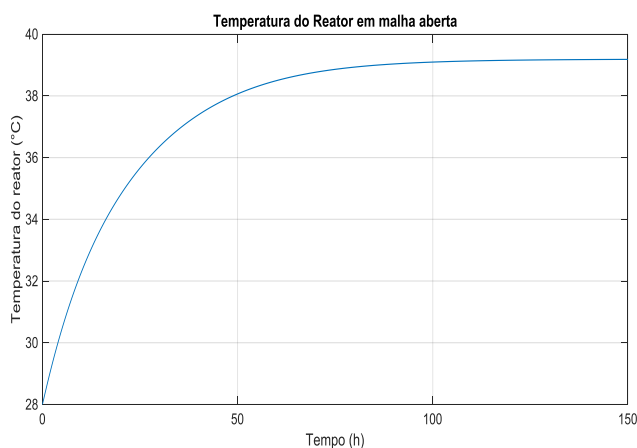
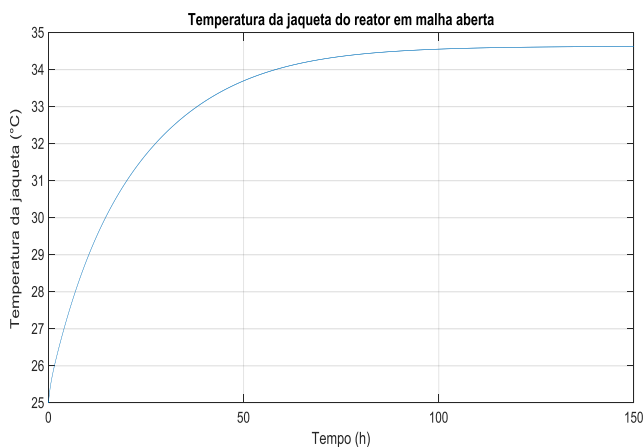
Figura 6:Concentração de álcool em malha aberta**Figura 7:Concentração de microrganismo em malha aberta****Figura 8:Concentração de oxigênio em malha aberta**

Figura 9: Temperatura do Reator em malha aberta**Figura 10: Temperatura da jaqueta do reator em malha aberta**

Pode-se notar que o fermentador levou aproximadamente 100 horas para estabilizar e manter uma saída constante de produto. Verifica-se também que o crescimento das leveduras e de álcool é proporcional ao consumo de açúcar e de oxigênio, ou seja, quanto mais leveduras e etanol estão presentes no reator, menor a quantidade de açúcar e oxigênio.

E segundo Esfahanian *et al.* (2013) a temperatura ótima para a fermentação alcoólica do *Saccharomyces cerevisiae* é de 32°C. A temperatura de estabilização do reator fica próximo dos 39°C e segundo Amillastre *et al.* (2012) a partir dos 36°C as proteínas do *Saccharomyces cerevisiae* começam a desnaturar e para se proteger os microrganismos produzem glicerol, um subproduto indesejado.

Ainda que o modelo utilizado neste trabalho não leve em conta a produção de subprodutos, para modelar o sistema de controle deve-se escolher a temperatura onde a produção de etanol é máxima e de subprodutos mínima.

Dessa forma pode-se notar que pelo tempo que o sistema demora para se estabilizar e pela temperatura em que o sistema se estabiliza, é necessário um sistema de controle de temperatura.

3.2 PROJETO DO CONTROLADOR SDRE

Para o projeto do controlador SDRE foi necessário transformar as equações diferenciais do modelo de Pachauri, Rani e Singh (2017), equações: (2), (4), (5), (6), (11) e (12), para a forma de equações no espaço de estado, equação (17), para obtermos as matrizes SDC A e B do sistema.

Assim o sistema pode ser definido na forma da equação (17):

$$\dot{X} = A(x)X(x) + B(x)U(x)$$

onde:

$$A = \begin{pmatrix} -\frac{Fe}{V} & \mu_x C_x \frac{e^{-K_p C_p}}{K_s + C_s} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -\frac{1}{R_{sx}} \mu_x C_s \frac{e^{-K_p C_p}}{K_s + C_s} & -\frac{1}{R_{sp}} \mu_p C_x \frac{e^{-K_{p1} C_p}}{K_{s1} + C_s} - \frac{Fe}{V} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \mu_p C_x \frac{e^{-K_{p1} C_p}}{K_{s1} + C_s} & -\frac{Fe}{V} & 0 & 0 & 0 \\ -\frac{\mu_{O_2} C_{O_2}}{Y_{O_2} K_{O_2} + C_{O_2}} & 0 & 0 & -kla & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \frac{\mu_{O_2} C_x}{Y_{O_2} K_{O_2} + C_{O_2}} \frac{\Delta H_r}{32 \rho_r C_{heat,r} V} & -\frac{Fe}{V} - \frac{K_T A_T}{\rho_r C_{heat,r} V} & \frac{K_T A_T}{\rho_r C_{heat,r} V} \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{K_T A_T}{\rho_{ag} C_{heat,ag} V_j} & \frac{K_T A_T}{\rho_{ag} C_{heat,ag} V_j} \end{pmatrix} \quad (21)$$

Equação 1: Matriz SDC B

$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \frac{T_{in,ag} - T_{ag}}{V_j} \end{bmatrix} \quad (22)$$

$$X = \begin{bmatrix} C_x \\ C_s \\ C_p \\ C_{O_2} \\ T_r \\ T_{ag} \end{bmatrix} \quad (23)$$

$$U(t) = -k_{1,1}(C_x - C_x^*) - k_{1,2}(C_s - C_s^*) - k_{1,3}(C_p - C_p^*) - k_{1,4}(C_{O_2} - C_{O_2}^*) - k_{1,5}(T_r - T_r^*) - k_{1,6}(T_{ag} - T_{ag}^*) \quad (24)$$

Onde o valor $U(t)$ é o valor da vazão de refrigerante (F_{ag}). No modelo utilizado o fluido refrigerante é a água, a 15°C . C_x^* , C_s^* , C_p^* , $C_{O_2}^*$, T_r^* e T_{ag}^* são os valores de *setpoint* definidos.

Além disso a Matriz $A(t)$, equação (21), deve ser controlável, seu critério de controlabilidade é dado pela matriz M , equação (25). Quando M for uma matriz quadrada de ordem igual ao número de equações diferenciais nesse caso 6, a matriz A é controlável.

$$M = [B_{2 \times 1}(X) \ A_{2 \times 2}(X) B_{2 \times 1}(X) \ A_{2 \times 2}(X)^2 B_{2 \times 1}(X) \ A_{2 \times 2}(X)^3 B_{2 \times 1}(X) \ A_{2 \times 2}(X)^4 B_{2 \times 1}(X) \ A_{2 \times 2}(X)^5 B_{2 \times 1}(X)] \quad (25)$$

A matriz $A(t)$ da equação (21), não atendia o critério de controlabilidade, por isso, alterou-se a matriz de estados A da equação (21) para a matriz A controlável da equação (26).

$$A = \begin{pmatrix} -\frac{Fe}{V} & \mu_x \chi_1 \frac{e^{-K_p x_3}}{K_s + x_2} & x_4 & -x_3 & -x_6 & x_5 \\ -\frac{1}{R_{Sx}} \mu_x \chi_2 \frac{e^{-K_p x_3}}{K_s + x_2} & -\frac{1}{R_{Sp}} \mu_p \chi_1 \frac{e^{-K_p x_3}}{K_{S1} + x_2} - \frac{Fe}{V} & -x_5 & x_6 & x_3 & -x_4 \\ x_6 & \mu_p \chi_1 \frac{e^{-K_p x_3}}{K_{S1} + x_2} & -\frac{Fe}{V} & -x_5 & x_4 & -x_1 \\ -\frac{\mu_{O_2}}{Y_{O_2}} \frac{x_4}{K_{O_2} + x_4} & x_5 & -x_6 & -kla & -x_2 & x_3 \\ -x_2 & x_1 + x_3 & -x_2 & \frac{\mu_{O_2}}{Y_{O_2}} \frac{x_1}{K_{O_2} + x_4} - \frac{\Delta Hr}{32 \rho_r C_{Heat,r} V} & -\frac{Fe}{V} - \frac{K_T A_T}{\rho_r C_{heat,r} V} & \frac{K_T A_T}{\rho_r C_{heat,r} V} \\ -x_3 & x_4 & x_1 & -x_2 & \frac{K_T A_T}{\rho_{ag} C_{heat,ag} V_j} & \frac{K_T A_T}{\rho_{ag} C_{heat,ag} V_j} \end{pmatrix} \quad (26)$$

Diferentes valores para as matrizes de ganho Q e R foram testados, entretanto, o reator não chegava na temperatura de *setpoint* desejada, mesmo para ganhos altos da ordem de 10^8 .

Para melhorar a precisão do sistema podemos simplificar as matrizes SDC A e B conforme o trabalho de Tusset *et al.* (2015).

As equações do balanço de massa são importantes para descrever o comportamento do reator, porém, ao inserir os termos do balanço de massa no controlador ele dificulta a aproximação do *setpoint* da temperatura. Pois, o

sistema de controle SDRE tenta aproximar ao máximo todas as equações de seus pontos desejados.

E como o controle de temperatura é mais importante, optamos por simplificar o sistema no modelo do controlador para apenas as equações do balanço de energia, por elas serem as mais influentes na temperatura do reator.

Assim, as Matrizes **A**, equação (27), **B**, equação (28), **X**, equação (29) e o critério de controlabilidade **M**, equação (30) do sistema se tornam da seguinte forma:

$$A = \begin{bmatrix} -\frac{Fe}{V} - \frac{K_T A_t}{V \rho_r C_{heat,r}} & \frac{K_T A_t}{V \rho_r C_{heat,r}} \\ \frac{K_T A_T}{V_j \rho_{ag} C_{heat,ag}} & -\frac{K_T A_T}{V_j \rho_{ag} C_{heat,ag}} \end{bmatrix} \quad (27)$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ \frac{T_{inag} - T_{ag}}{V_j} \end{bmatrix} \quad (28)$$

$$X = \begin{bmatrix} T_r \\ T_{ag} \end{bmatrix} \quad (29)$$

$$M = [B_{2 \times 1}(X) A_{2 \times 2}(X) B_{2 \times 1}(X)] \quad (30)$$

Pode-se observar que a dimensão da matriz de controlabilidade deve ser 2, assim pode-se assim definir as matrizes de ganhos Q, equação (31) e R equação (32) que possibilitaram a estabilização do sistema em malha fechada dentro da faixa limite de $\pm 5\%$ do valor de *setpoint* que Ogata (2010) estabelece como tolerável.

$$Q = 35000 \begin{bmatrix} 65500 & 25 \\ 25 & 1 \end{bmatrix} \quad (31)$$

$$R = [200] \quad (32)$$

O sinal de realimentação de estados $U(t)$, após resolver o sistema de equações de Ricatti para o controlador, equação (18) e equação (20), é dado pela

equação (33). Este sinal de realimentação de estados é o valor da vazão de água na jaqueta de resfriamento (F_{ag}), dessa forma a equação (33) fica:

$$F_{ag} = U(t) = -k_{1,1}(T_r - T_r^*) - k_{1,2}(T_{ag} - T_{ag}^*) \quad (33)$$

Onde T_r^* é o *setpoint* da temperatura do reator e vale 32°C e T_{ag}^* é o *setpoint* da temperatura da jaqueta de fermentação e vale 24°C. O valor do *setpoint* da jaqueta foi definido de forma arbitrária.

Nas figuras (11) a (14), são apresentadas as variações de concentração de microrganismo, concentração de açúcar, concentração de etanol e de oxigênio no reator em malha fechada respectivamente:

Figura 11: Concentração de microrganismo em malha fechada

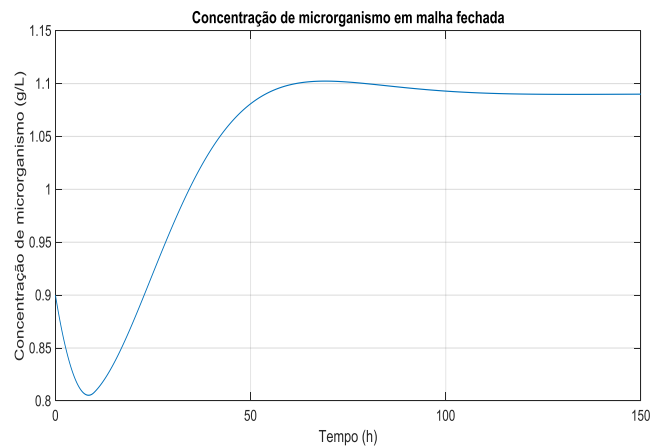


Figura 12: Concentração de Açúcar em malha fechada

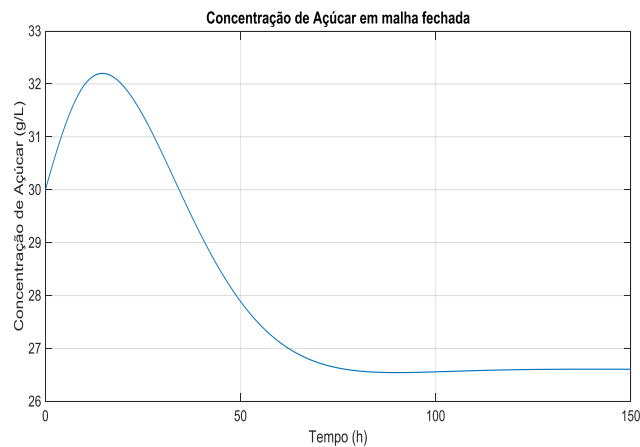
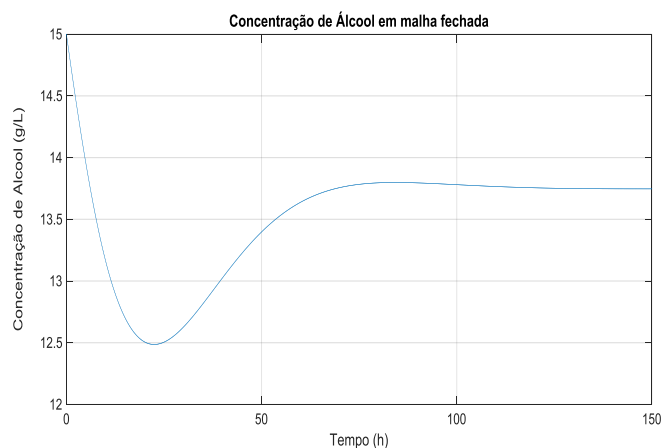
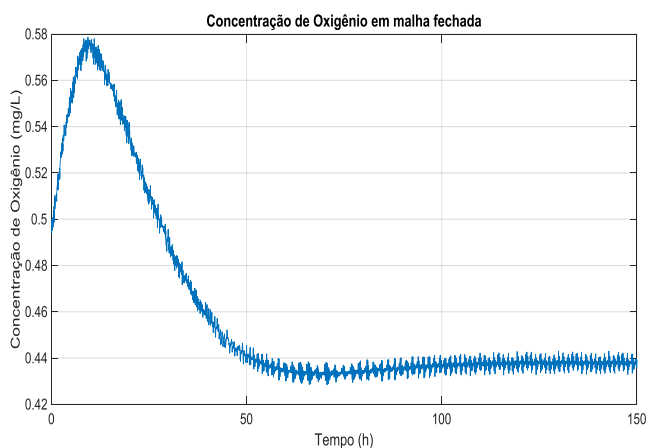


Figura 13:Concentração de Etanol em malha fechada**Figura 14:Concentração de oxigênio em malha fechada**

Pode-se notar que o comportamento de consumo de oxigênio e açúcar permanece o mesmo em relação ao crescimento de leveduras e aumento na quantidade de produtos.

Mesmo que a quantidade de etanol produzida com o sistema em malha fechada figura (13) seja menor que o modelo com sistema em malha aberta, figura (6), pode-se afirmar que a produção de etanol em 32°C é máxima.

Segundo o trabalho de Esfahanian *et al.* (2013), como o modelo de Pachauri, Rani e Singh (2017), não relaciona os subprodutos da reação, essa diferença entre os valores de produção em malha aberta e malha fechada pode ser a quantidade de subproduto produzida.

As figuras (15), (16) e (17) relacionam respectivamente a temperatura do reator, temperatura da jaqueta e o erro da temperatura do reator:

Figura 15: Temperatura do Reator em malha fechada

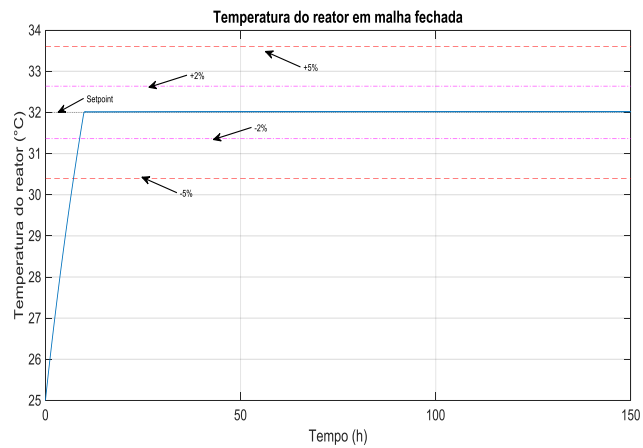


Figura 16: Temperatura da jaqueta em malha fechada

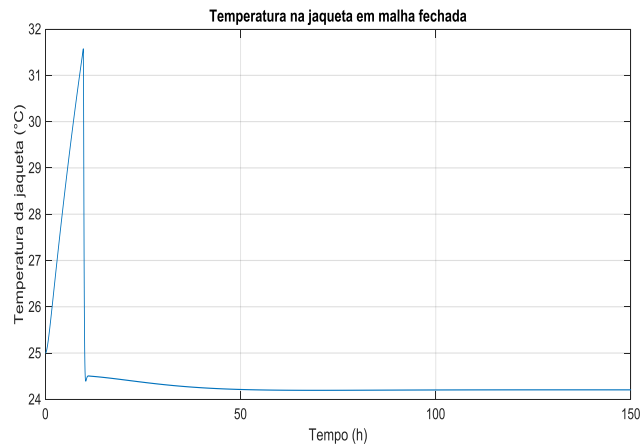
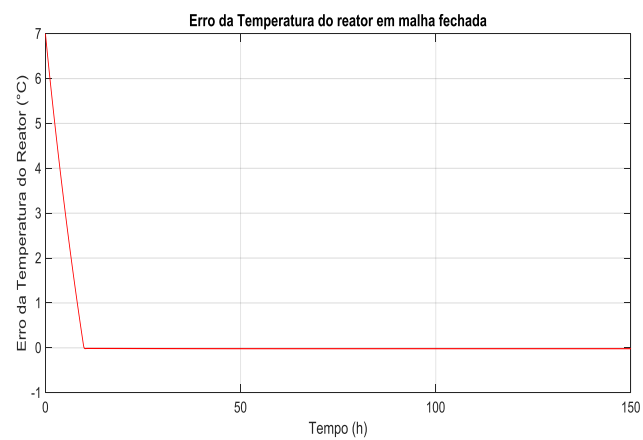


Figura 17: erro da temperatura do reator em malha fechada

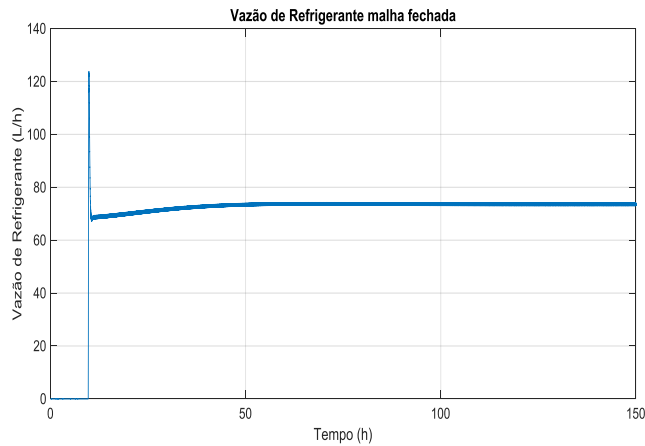


Observa-se que a estabilização do sistema é próxima das 10 horas, diferente da estabilização próxima das 100 horas do sistema em malha aberta.

Além disso, o sistema se mantém na temperatura de *setpoint*, com o erro sendo considerado 0.

A figura (18) apresenta a vazão de refrigerante para o sistema em malha fechada. No início quando o reator precisava esquentar a temperatura a vazão de fluido refrigerante é zero, em seguida ela cresce para resfriar o fermentador.

Figura 18: Vazão de refrigerante em malha fechada

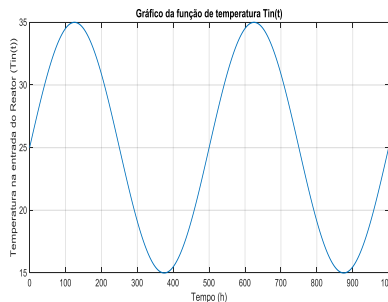


Ao verificarmos o funcionamento e estabilidade do sistema de controle demos algumas perturbações na temperatura de entrada do fermentador positivas e negativas a fim de verificar se o controlador corrigiria essas perturbações.

As perturbações foram de 20, 30 e 40°C e a quarta perturbação foi uma função de temperatura variando no tempo $T_{in}(t)$, equação (34). O gráfico do perfil de temperatura está na figura (19).

$$T_{in}(t) = 25 + (10 * \sin\left(\frac{2\pi}{500} * t\right)) \quad (34)$$

Figura 19: gráfico da função de Temperatura $T_{in}(t)$



As figuras a seguir mostram a resposta do sistema para as perturbações na temperatura de entrada.

Figura 20: Temperatura do Reator para a perturbação de 20°C

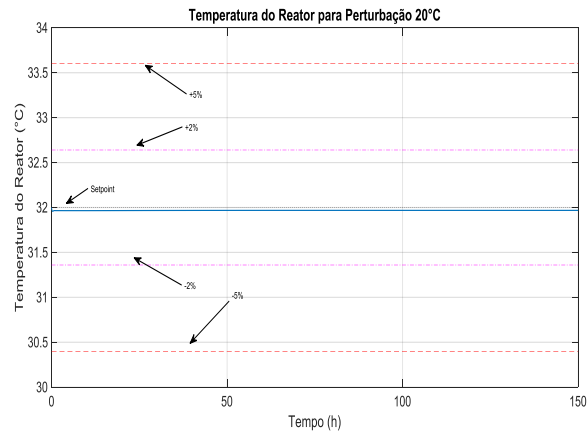


Figura 21: Temperatura do reator para perturbação a 30°C

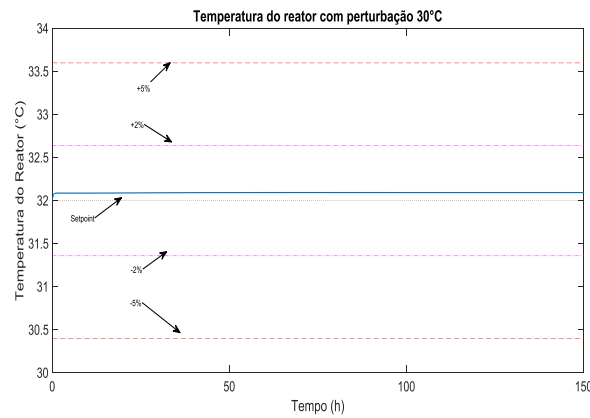


Figura 22: Temperatura do reator para perturbação de 40°C

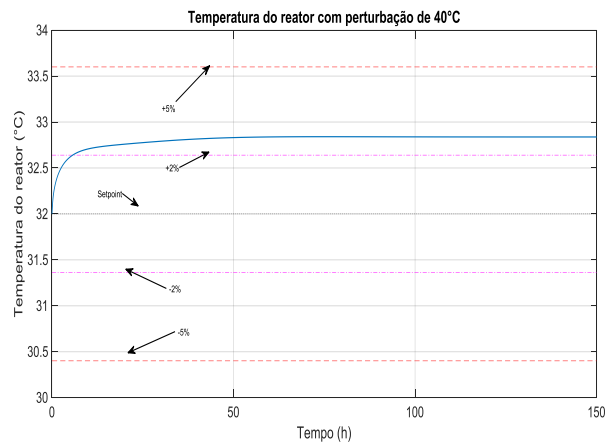
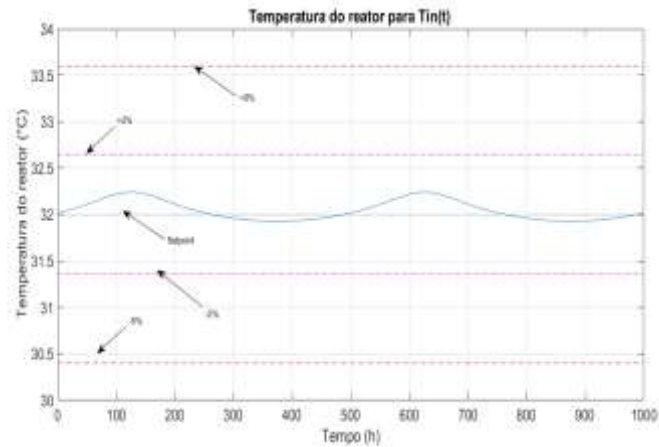


Figura 23: Temperatura do reator para $T_{in}(t)$



Pode-se notar nas figuras (20), (21), (22) e (23), que são as respostas de temperatura para as perturbações de 20, 30, 40°C e $T_{in}(t)$, que o controlador mantém o fermentador na temperatura de *setpoint* 32°C ou muito próximo.

Quanto maior o valor da perturbação maior é distância do *setpoint*, porém o erro de ainda permanece entre 2 a 5% para mais ou para menos, dentro da faixa permitida por Ogata, (2010).

Para confirmar isso podemos utilizar as equações do erro entre a temperatura do fermentador e o *setpoint*, figuras (24), (25), (26) e (27).

Figura 24: Erro na temperatura do reator para perturbação de 20°C

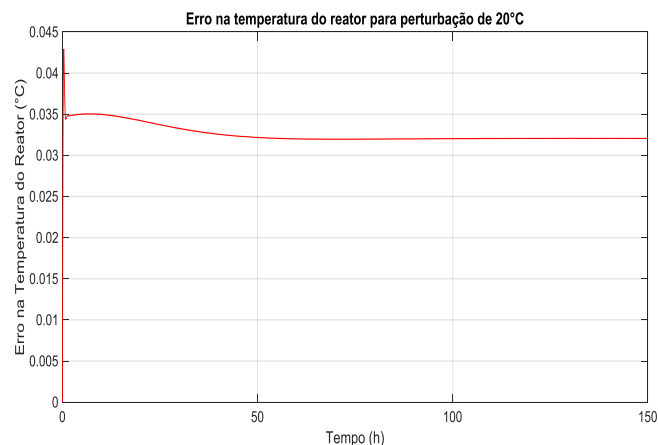


Figura 25: Gráfico do erro da temperatura para perturbação de 30°C

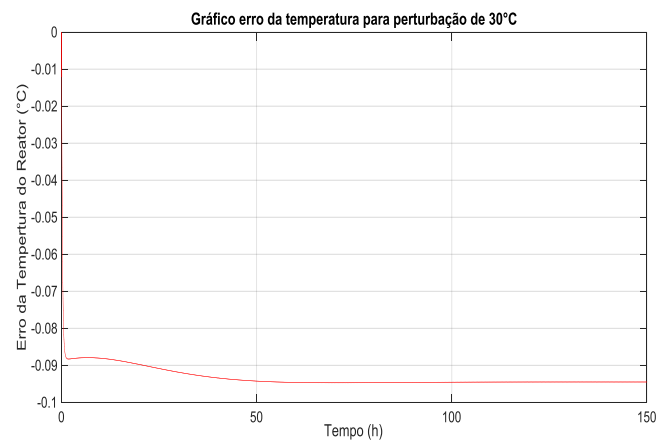


Figura 26: Erro na temperatura do reator para perturbação de 40°C

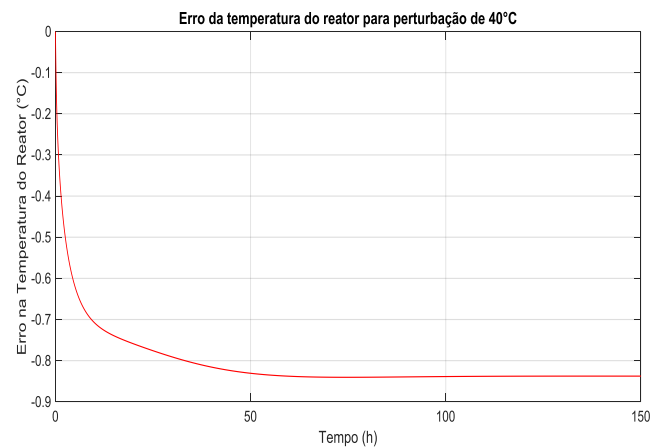
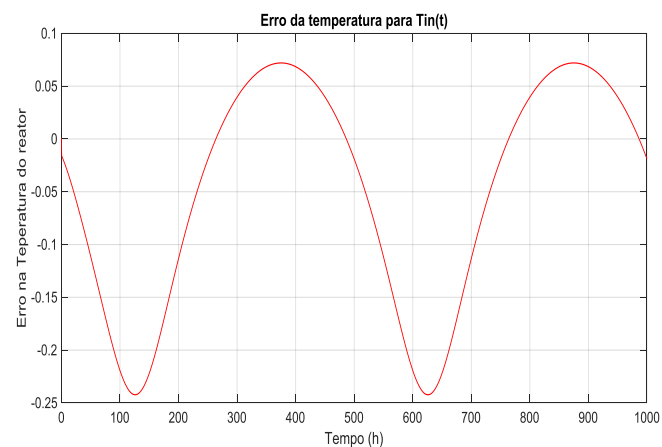


Figura 27: Erro na temperatura do reator para $T_{in}(t)$



Nota-se que os pontos onde as temperaturas de perturbação são mais altas, maior é o módulo do erro em relação ao *setpoint* da temperatura.

A seguir expomos as temperaturas da jaqueta e a vazão de fluido refrigerante.

Figura 28: Temperatura da jaqueta para perturbação de 20°C

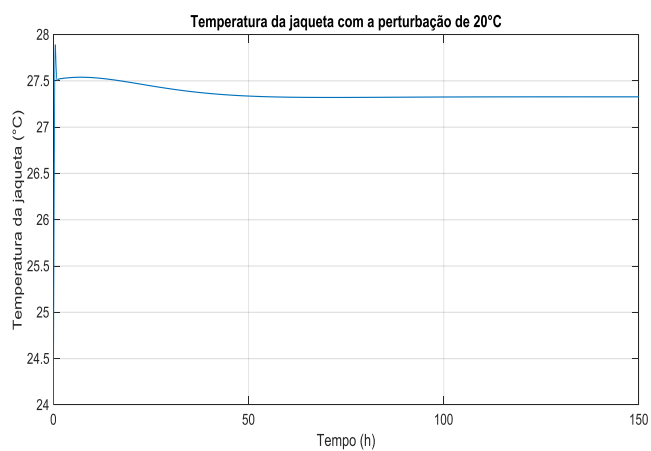


Figura 29: Vazão de refrigerante para a perturbação de 20°C

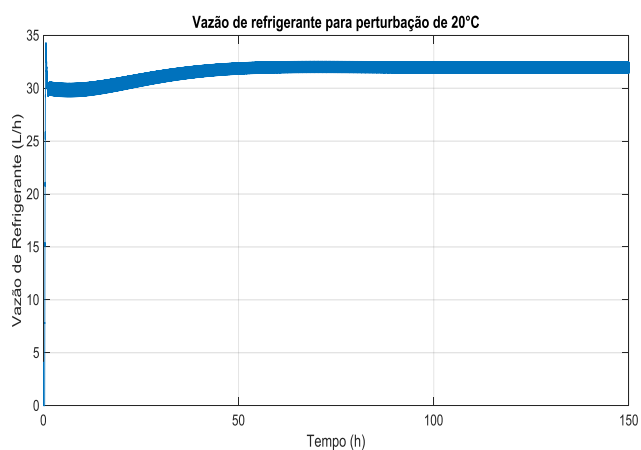


Figura 30: Temperatura da jaqueta para perturbação de 30°C

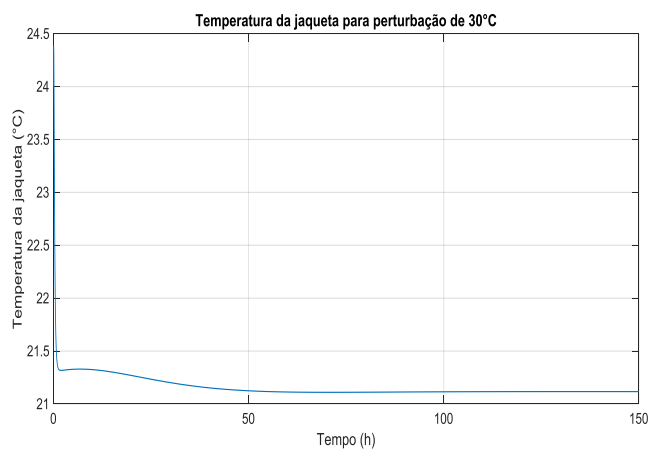


Figura 31: Temperatura da jaqueta térmica para perturbação de 40°C

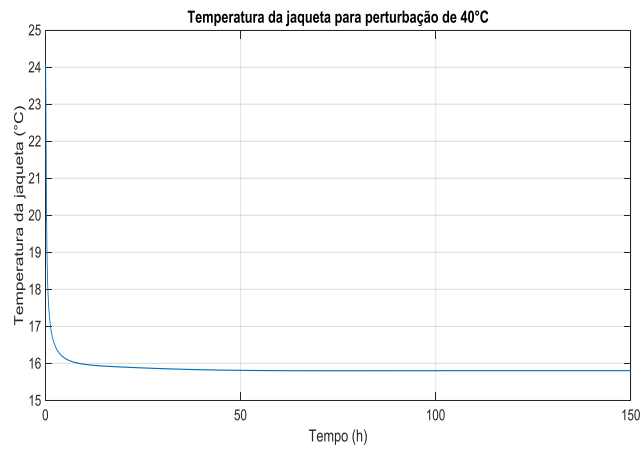


Figura 32: Vazão de fluido refrigerante para perturbação de 40°C

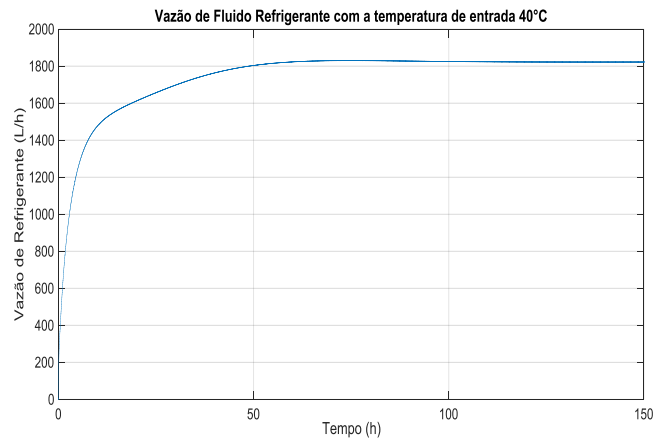


Figura 33: Temperatura da jaqueta para Tin(t)

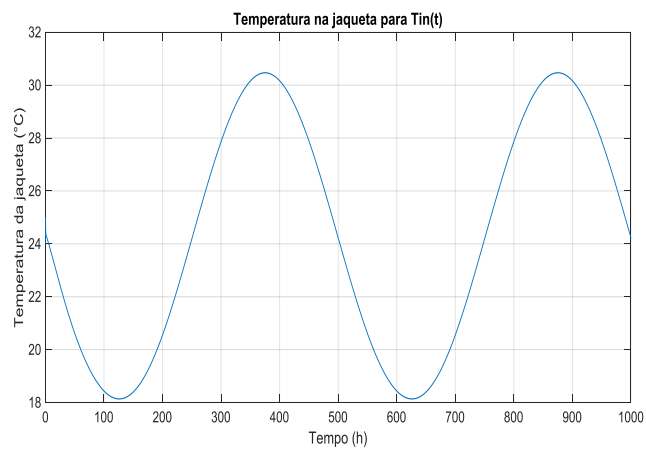
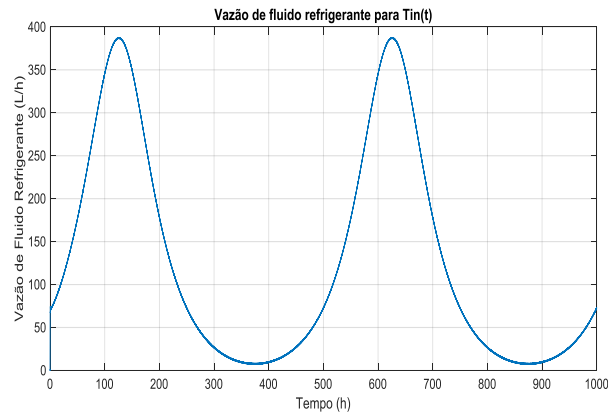


Figura 34: Vazão de fluido refrigerante para Tin(t)



O controle SDRE tenta minimizar o erro para todos os *setpoints* de modo que o controle tenha um desempenho ótimo para todas as variáveis, mesmo não tendo analisado o erro da temperatura da jaqueta em relação ao *setpoint*. Pois, o interesse era controlar a temperatura do reator e não da jaqueta, logo, essa diferença dos erros da perturbação de temperaturas mais altas pode ser por causa da temperatura da jaqueta que é mais baixa.

Observa-se que nos pontos onde a vazão de refrigerante é maior a temperatura na jaqueta também é. E nesses pontos o erro na temperatura do fermentador é menor também.

Os gráficos da produção de etanol pela levedura para as perturbações também são importantes, pois devemos avaliar se o sistema continua produzindo a mesma quantidade de etanol do sistema em malha fechada, figura (13).

Figura 35: Concentração de etanol para perturbação de 20°C

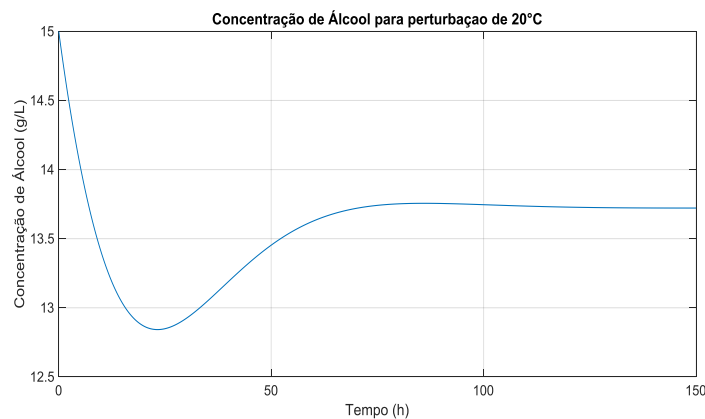


Figura 36: Concentração de etanol para a perturbação de 30°C

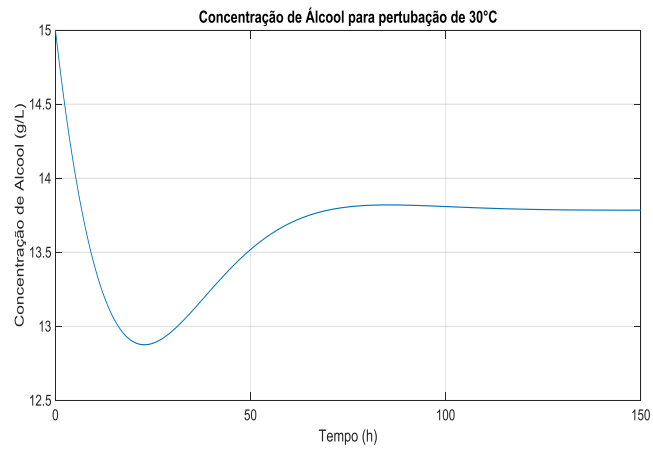


Figura 37: Concentração de Álcool para a perturbação de 40°C

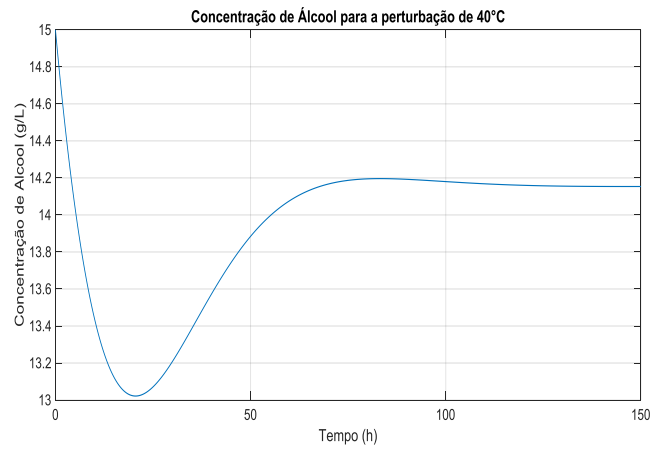
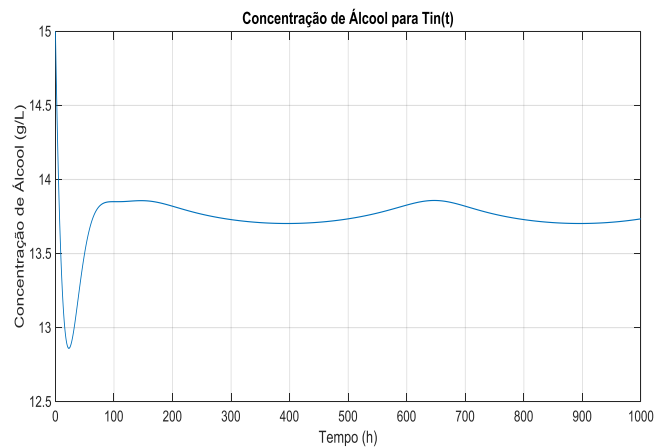


Figura 38: Concentração de etanol para Tin(t)



Com exceção da perturbação de 40°C, notamos que a produção de etanol permanece entre 13,5 e 14 g/L. Isso é importante pois a não variação da produção simplifica a purificação do etanol nos processos seguintes.

4 CONCLUSÃO

Utilizando o modelo de Pachauri, Rani e Singh (2017) para um reator de fermentação alcoólica foi possível aplicar um sistema de controle SDRE, mesmo que para isso tenhamos que fazer simplificações no modelo.

Os resultados da simulação de perturbações do sistema de controle permaneceram entre 2 a 5% para mais ou para menos do valor de *setpoint*. Valor considerado por Ogata (2010) como aceitável para projetos de sistema de controle.

A produção de etanol também permaneceu próximo ao mesmo valor entre 13,5 e 14 g/L de etanol, a exceção da perturbação de 40°C, e ainda assim a concentração de etanol ficou próximo dos 14,18 g/L.

Dessa forma, mesmo com a dificuldade do modelo para implementação de um sistema de controle por realimentação de estados, os resultados obtidos foram satisfatórios.

5 TRABALHOS FUTUROS

Existem poucos trabalhos de aplicação do SDRE em engenharia química, portanto, para trabalhos futuros existe a aplicação do SDRE para outros equipamentos e processos químicos.

Outra possibilidade de novo trabalho é o uso de um controle SDRE para controlar simultaneamente a temperatura e o volume do fermentador para se obter um sistema de controle mais robusto.

Pode-se também trabalhar com um controle de temperatura com 2 atuadores, um quente e um frio para melhorar a precisão do controlador ao corrigir as perturbações na temperatura de entrada do reator.

REFERÊNCIAS

- AJBAR, A. H. ALI, E. Study of advanced control of ethanol production through continuous fermentation. **Journal of King Saud University – Engineering Sciences**, n. 29, p. 1-11, out. 2015.
- ALVES, A. C. TUSSET, A. M. BALTHAZAR, J. M. LIMA, J. J. JANZEN, F. C. ROCHA, T, R. NABARRETE, A. SDRE control applied to the wheel speed of a compressed air engine with crank-connecting-rod mechanism. **Shock and Vibration**, v. 2017p. 14, ago. 2017.
- AMILLASTRE, E. LARA, C. A. A. URIBELARREA, J. L. ALFENORE, S. GUILLOUET, E. Dynamic model of temperature impact on cell viability and major product formation during fed-batch and continuous ethanolic fermentation in *Saccharomyces cerevisiae*. **Bioresource Technology**, n. 117, p. 242-250, abr. 2012.
- ARIYAJROENWONG, P. LAOPIBOON, P. SLAKKAM, A. SRINOPHAKUN, P. LAOPAIBOON, P. Kinetic models for batch and continuous ethanol fermentation from sweet sorghum juice by yeast immobilized on sweet sorghum stalks. **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**, n. 66, p. 210-216, Jul. 2016.
- BASTOS, V.D.; ETANOL, **Alcoolquímica e Biorrefinarias** – BNDES Setorial, Rio de Janeiro, n. 25, p. 5-38, mar. 2007.
- ÇİMEN, T. State-dependent Riccati Equation (SDRE) control: A Survey. In: 17th World Congress of Automatic Control., 2008, Seoul, Korea. 2008. p. 3761-3776.
- CHINELATO, C. I. G. MARTINS-FILHO, L. S. SDRE based Leader-Follower formation control of multiple mobile robots. **TEMA Tendências Matemática Aplicada Computacional**, v. 15 n. 2, p. 195-202, mai. 2014.
- CODORENA, E. G. B. ATALA, D. I. P. COSTA, A. C. Da. Non-linear predictive control of a fermenter in a continuous reaction-separation process. In: WORLD CONGRESS ON ENGINEERING AND COMPUTER SCIENCE. Out. 2011, San Francisco, USA. **Vol II** San Francisco, USA, out 19-21, 2011.
- ESFAHANIAN, M. RAD, A. S. KHOSHHAL, S. NAFPOUR, G. ASGHARI, B. Mathematical modeling of continuous ethanol fermentation in a membrane bioreactor by pervaporation compare to conventional system: genetic algorithm. **Bioresource Technology**, v. 212, p. 62-71, Jul. 2016.
- ESFAHANIAN, M. NIKZAD, M. NAJAFPOUR, G. GHOREYSHI, A. A. Modeling and optimization of ethanol fermentation using *Saccharomyces cerevisiae*: Response surface methodology and artificial neural network. **Chemical Industry & Chemical Engineering Quarterly**, v. 19(2), p. 241-252, 2013.
- FONSECA, R. R. SCHMITZ, J. E. FILETI, A. M. F. SILVA, F. V. Da. A fuzzy-split range control system applied to a fermentation process. **Bioresource technology**, n. 142, p. 475-482, Mai. 2013.

IMTIAZ, U. JAMUAR, S. S. SAHU, J.N. GANESAN, P. B. Bioreactor profile control by a nonlinear auto regressive moving average neuro and two degree of freedom PID controllers. **Journal of Process Control**, v. 24 n. 11, p. 1761-1777, nov. 2014.

MOLTER, A. **Controle de manipuladores robóticos flexíveis usando atuadores e sensores piezelétricos otimizados**. 2008. 136 f. Dissertação Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2008.

MOLTER, A. RAFIKOV, M. Controle ótimo em agroecossistemas usando SDRE. **TEMA Tendências Matemática Aplicada Computacional**, v. 12 n. 3, p. 221-232, ago. 2011.

NAGY, Z. K. Model based control of yeast fermentation bioreactor using optimally designed artificial neural networks. **Chemical Engineering Journal**, n. 127, p. 95-109, out. 2006.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno** 5. ed. São Paulo: Pearson Education, 2010.

PACHAURI, N. RANI, A. SINGH, V. Bioreactor temperature control using modified order IMC-PID for ethanol production. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 122, p. 97-112, abr. 2017.

PIMENTEL, G.A. BENAVIDES, M. DEWASME, L. COUTINHO, D. VANDE WOUWER, A. An observer-based robust control strategy for overflow metabolism cultures in fed-batch bioreactors. **IFAC-Papers online**, v. 48, n. 8, p. 1081-1086, 2015.

PROCESSOS DE FABRICAÇÃO DO ETANOL. Disponível em: <<https://www.novacana.com/etanol/fabricacao/>>. Acesso em: 28 de agosto de 2017.

SAVRAN, A. KAHRAMAN, G. A fuzzy model based adaptive PID controller design for nonlinear and uncertain processes. **ISA Transactions**, v. 53 n. 2, p. 280-288, mar. 2014.

SCHAUM, A. ALVAREZ, J. LOPEZ-ARENAS, T. Saturated PI control of continuous bioreactors with Haldane Kinetics. **Chemical Engineering Science**, v. 68, p. 520-529, out. 2011.

SHREVE, R.N; BRINK JR., J.A.; **Indústria de processos químicos**. 4. ed. Rio de Janeiro, RJ: Guanabara Koogan, 2012.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: An introduction to Theory and Practice**. 1. ed. Upper Saddle River, New Jersey: Pearson Education, 1984.

STRANO, S. TERZO, M. A SDRE-based tracking control for a hydraulic actuation system. **Mechanical Systems and signal processing**, v. 60-61, p. 715-726, ago. 2015.

THANI, A. LIN, Y. H. LAOPAIBOON, P. LAOPAIBOON L. Variation of fermentation redox potential during cell-recycling continuous ethanol operation. **Journal of Biotechnology**, V.239, p. 68-75, out. 2016.

TUSSET, A. M. PICCIRILLO, V. BALTHAZAR, J. M. A note on SDRE control applied in predator-prey model: biological control of spider mite *Panonychus ulmi*. **Journal of Biological Systems**, v. 24 n. 2, p. 1-12, ago. 2016.

TUSSET, A. M. PICCIRILLO, V. BALTHAZAR, J. M. BRASIL, R. M. L. R. da F. On suppression of chaotic motions of a portal frame structure under non-ideal loading using a magneto-rheological damper. **Journal of Theoretical and Applied Mechanics**, v. 53 n. 3, p. 653-664, 2015.

WANG, Y. JIN, Q. ZHANG, R. Improved PID controller design using predictive functional control structure. **ISA Transactions**, v.71 n. 2, p. 354-363, nov. 2017.