

Félix Rezende Santos

Controle Plantwide do Processo Tennessee Eastman Empregando Lógica Fuzzy

São Cristovão - SE

2022, Agosto

Félix Rezende Santos

Controle Plantwide do Processo Tennessee Eastman Empregando Lógica Fuzzy

Dissertação de Mestrado, apresentado ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Sergipe, como requisito para a obtenção do título de mestre em Engenharia Química

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE – UFS
PRÓ-REITORIA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA – POSGRAP
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA – PEQ
Dissertação de Mestrado

Orientador: Prof. Dr. Rodolpho Rodrigues Fonseca

Coorientador: Prof. Dr. Rogério Luz Pagano

São Cristovão - SE

2022, Agosto

Félix Rezende Santos

Controle Plantwide do Processo Tennessee Eastman Empregando Lógica Fuzzy

Dissertação de Mestrado, apresentado ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Sergipe, como requisito para a obtenção do título de mestre em Engenharia Química

São Cristovão - SE, 30 de agosto de 2022.

Documento assinado digitalmente
 RODOLPHO RODRIGUES FONSECA
Data: 01/02/2023 16:33:40-0300
Verifique em <https://verificador.iti.br>

Prof. Dr Rodolpho Rodrigues Fonseca
Orientador

Documento assinado digitalmente
 PAULO HENRIQUE LEITE QUINTELA
Data: 02/02/2023 10:14:59-0300
Verifique em <https://verificador.iti.br>

Prof. Dr. Paulo Henrique Leite Quintela
DEQ-UFS

Documento assinado digitalmente
 PEDRO LEITE DE SANTANA
Data: 02/02/2023 08:51:08-0300
Verifique em <https://verificador.iti.br>

Prof. Dr. Pedro Leite de Santana
DEQ-UFS

São Cristovão - SE
2022, Agosto

**FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE**

Santos, Félix Rezende
S237c Controle plantwide do processo Tennessee Eastman
empregando lógica fuzzy / Félix Rezende Santos ; orientador
Rodolpho Rodrigues Fonseca. - São Cristóvão, 2022.
61 f. :il.

Dissertação (mestrado em Engenharia Química) – Universidade
Federal de Sergipe, 2022.

1. Controle de processos químicos. 2. Sistemas difusos. 3.
Métodos de simulação. I. Santos, Félix Rezende, orient. II. Título.

CDU 66.09

Resumo

Ao se utilizar o termo Controle *Plantwide*, buscamos identificar como variáveis podem ser manipuladas, quais associações podem ser realizadas entre elas e como controlar a planta como um todo de maneira próxima do ótimo operacional. Estas questões são importantes e aparecem no dia a dia de um engenheiro de processos, visto que, para a maioria das teorias clássicas de controle assume-se que a estrutura efetiva de sensores e atuadores é fornecida previamente e que as operações envolvidas em uma planta industrial podem ser analisadas individualmente, sem considerar a interação entre elas, o que não acontece em uma planta industrial química.

O estudo do controle *Plantwide* é de grande importância principalmente na indústria de transformação química, onde há a presença de fenômenos interdependentes que podem ocasionar problemas tanto de produção quanto de segurança industrial. Estes fenômenos devem ser levados em consideração quando se visa criar uma malha de controle segura e que evite instabilidades, como é o caso, por exemplo, do efeito bola de neve em reações exotérmicas devido ao acréscimo na temperatura, impactando a taxa de reação química.

O presente trabalho buscou substituir estratégias clássicas, empregadas na literatura, de controle PID por controladores baseados em lógica *fuzzy* no controle do processo Tennessee Eastman. Esta mudança tem como objetivo melhorar parâmetros do processo industrial, visto que o Processo Tennessee Eastman (TEP) apresenta diferentes não-linearidades e possui potencial para inúmeras estratégias de controle. Após isto, a partir da ótica de controle *plantwide*, foram avaliados índice de desempenho do processo. Os controladores projetados foram do tipo *fuzzy* Mamdani e controlaram o processo de maneira mais eficaz, diminuindo a variabilidade da pressão em 42.4% e reduzindo a quantidade de perda de produto na purga em 8.2% quando comparados aos controladores PID clássicos normalmente utilizados na literatura. Para esta comparação serão aplicados diversos indicadores de desempenho, como o IAE, o esforço de controle e a quantificação de produto perdido na purga.

Palavras-chave: Processo Tennessee Eastman; Controle Plantwide; Lógica Fuzzy; Simulação.

Abstract

When the term Plantwide Control is used, it is to identify how variables can be manipulated, what associations can be made between them and how to control the plant as a whole in a way that is close to the operational optimum. These questions are important and appear in the daily life of a process engineer, since for most control theories it is assumed that the effective structure of sensors and actuators is provided and the operations involved in an industrial plant can be analyzed individually, without considering the interaction between them, which is not always true in a chemical industrial plant.

The study of Plantwide control is of great importance mainly in the chemical transformation industry, where the presence of interdependent phenomena can cause problems in both production and industrial safety. These phenomena must be taken into account when aiming to create a safe control loop that avoids instabilities, as is the case of the snowball effect caused by the increase in temperature impacting the rate of chemical reaction of exothermic reactions.

The present work seeks to replace classic PID control strategies used in the literature for controllers based on *fuzzy* logic. This modification aims to improve parameters of the industrial process, since the Tennessee Eastman Process (TEP) have different nonlinearities and has the potential for numerous control strategies. After that, from the *plantwide* control methodology, the process performance index will be evaluated. The designed controllers were built using the *fuzzy* Mamdani method and controlled the process more effectively, decreasing the pressure variability by 42.4% and reducing the amount of product loss in the purge by 8.2% when compared to classical PID controllers commonly used in the literature. For this comparison, several performance indicators will be applied, such as the IAE, the control effort and the quantification of product lost in the purge.

Keywords: Tennessee Eastman Process; Plantwide control; Fuzzy Logic; Simulation.

Lista de Ilustrações

Figura 1 – Diagrama adaptado do processo Tennessee Eastman	11
Figura 2 – Funções de pertinência triangular para a variável pressão de um reator hipotético	15
Figura 3 – Fuzzificação e defuzzificação para o problema hipotético de abertura de válvula do reagente.	17
Figura 4 – Superfície de resposta para o problema hipotético da abertura da válvula do reator.	18
Figura 5 – Fluxograma do processo de busca pela sintonia dos controladores <i>fuzzy</i>	25
Figura 6 – Primeiro controlador <i>fuzzy</i> Mamdani inicial proposto pelo autor.	29
Figura 7 – Gráfico da pressão do reator apresentando instabilidade devido à características do controlador.	29
Figura 8 – Funções de pertinência referentes a entrada do controlador <i>fuzzy</i> que leva em consideração a concentração do reagente A no reator para ação na válvula de alimentação de reagente D.	31
Figura 9 – Funções de pertinência referentes a entrada do controlador <i>fuzzy</i> que leva em consideração a variação de pressão do reator para ação na válvula de alimentação de reagente D.	31
Figura 10 – Funções de pertinência referentes a saída do controlador <i>fuzzy</i> que visa determinar a a variação no curso de abertura da válvula de alimentação de reagente D.	32
Figura 11 – Superfície de resposta para o controlador <i>fuzzy</i> para a válvula de reagente "D".	33
Figura 12 – Controlador <i>fuzzy</i> Mamdani proposto para controle da válvula de purga	34
Figura 13 – Função de pertinência referentes a entrada de pressão do reator na válvula de purga do sistema. Função referente ao controlador na configuração "Pré-Queda"de pressão.	35
Figura 14 – Função de pertinência referentes a entrada de variação de temperatura do reator na válvula de purga do sistema. Controlador na configuração "Pré-Queda"de pressão.	35
Figura 15 – Função de pertinência referentes a saída do controlador para a atuação no curso de abertura da válvula de purga do sistema. Controlador na configuração "Pré-Queda"de pressão.	36
Figura 16 – Superfície de resposta que ilustra o comportamento do controlador <i>fuzzy</i> para a válvula de purga para a condição pré-queda de pressão.	37
Figura 17 – Superfície de resposta que ilustra o comportamento do controlador <i>fuzzy</i> para a válvula de purga para a condição pós-queda de pressão.	38

Figura 18 – Comparativo de diversos parâmetros de processo sob controle usando controladores PID com o controlador <i>Fuzzy</i>	40
Figura 19 – Comparativo nos instantes iniciais da simulação entre a abertura da purga utilizando a estratégia de controle PID e fuzzy.	41
Figura 20 – Comparação utilizando os controladores <i>fuzzy</i> entre os sistemas sem ruído e ruidoso.	43

Lista de Tabelas

Tabela 1 – Tabela comparativa entre metodologias PWC	10
Tabela 2 – Variáveis manipuláveis do TEP.	12
Tabela 3 – Base de conhecimento relacionando as entradas pressão e temperatura de um reator hipotético para obtenção do perfil de resposta do controlador <i>fuzzy</i>	16
Tabela 4 – Seis modos de operação do TEP. Adaptado de Downs e Vogel (1993). .	20
Tabela 5 – Custo estimado para os componentes do TEP. Adaptado de Downs e Vogel (1993).	21
Tabela 6 – Variação do <i>setpoint</i> para o modo de operação 1	22
Tabela 7 – Valores base utilizado pelos controladores <i>fuzzy</i> para o controle do TEP.	28
Tabela 8 – Conjunto de regras para controle da válvula do reagente D no reator. .	32
Tabela 9 – Conjunto de regras para controle da válvula de purga do sistema pré-queda de pressão.	36
Tabela 10 – Conjunto de regras para controle da válvula de purga do sistema pós-queda de pressão.	37
Tabela 11 – Histórico de resultados dos principais controladores <i>fuzzy</i> elaborados. .	42
Tabela 12 – Coeficientes da equação de Antoine para componentes condensáveis. . .	49

Lista de abreviaturas e siglas

A_j, B_j, C_j	Coeficientes da equação de Antoine para componentes condensáveis
CE	Esforço de Controle
Δu	Variação do sinal de controle
E_n	Energia de ativação para a reação
F	Fluxo mássico de vapor
HDA	Processo de Hidroalquilação de Tolueno
IAE	Integral do erro absoluto
$R(T)_n$	Taxa de reação para reação n
ODE	Equação Diferencial Ordinária
$P_{j,vap.}$	Pressão de vapor do componente j
PWC	Controle <i>Plantwide</i>
RSR	Sistema Reator-Separador-Reciclo
TEP	Processo <i>Tennessee Eastman</i>
$\cup$	União de conjuntos
$\cap$	Intersecção de conjuntos

Sumário

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	Objetivos	2
1.1.1	Objetivo Geral	2
1.1.2	Objetivos Específicos	3
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2.1	Projeto de sistema de controle <i>plantwide</i>	4
2.1.1	PWC Orientado ao processo	6
2.1.1.1	Procedimento dos 9 passos de Luyben, Tyreus e Luyben	6
2.1.2	PWC orientado à matemática	7
2.1.2.1	Procedimento dos 7 passos de Skogestad	7
2.1.2.2	Decomposição hierárquica baseada em objetivos de controle de Jha e Okorafor (2014)	8
2.1.3	PWC com abordagem híbrida	9
2.1.3.1	Procedimento de simulação e heurísticas de Konda, Rangaiah e Krishnaswamy	9
2.1.4	Aplicação das estratégias de PWC em diferentes plantas industriais	10
2.2	Processo Tennessee Eastman - TEP	11
2.2.1	Acoplamento de Malhas	13
2.3	Lógica <i>Fuzzy</i> aplicada a controladores	13
2.3.1	Tipos de resposta de controladores <i>fuzzy</i>	14
2.3.1.1	<i>Fuzzy</i> Posição	14
2.3.1.2	<i>Fuzzy</i> Velocidade	14
2.3.2	Função de pertinência	14
2.3.3	Base de Conhecimento	16
2.3.4	Fuzzificação e Defuzzificação	16
2.4	Aplicação de lógica lógica <i>fuzzy</i> em controle Plantwide do TEP	18
3	MATERIAIS E MÉTODOS	19
3.1	Código do Processo Tennessee Eastman	19
3.2	Objetivos de Controle	19
3.3	Determinação das características do processo	20
3.3.1	Modo de operação da planta	20
3.3.2	Distúrbios do processo	21
3.3.3	Conhecimento do processo através da modelagem do sistema	22
3.3.3.1	Hipóteses do modelo	22
3.3.3.2	Mudanças no código geral da planta TEP	23

3.4	Projeto do controlador Fuzzy	23
3.4.1	Substituição dos Controladores	23
3.5	Desenvolvimento do controlador <i>Fuzzy</i>	24
3.6	Indicadores de Desempenho	25
3.6.1	Método Numérico de Solução	26
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	28
4.1	Elaboração dos controladores	28
4.1.1	O Controlador Reacional	28
4.1.2	O Controlador da Purga	33
4.2	Sintonia dos Controladores <i>Fuzzy</i>	38
4.3	Resultados da simulação	39
4.3.1	Desempenho da simulação	39
4.4	Análise de resultados	39
4.4.1	Indicadores e Resultados	41
4.4.2	Comportamento Ruidoso	42
5	CONCLUSÃO	44
6	SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS	45
	REFERÊNCIAS	46
A	APÊNDICE	49
A.1	Equações Fenomenológicas	49
A.2	Configurações do Computador Utilizado	50

1 Introdução

A eficiência produtiva de uma planta industrial química depende das condições operacionais de suas reações químicas e transformações físicas e de como cada etapa interage com as demais. Uma produção com qualidade consistente diminui a necessidade de retrabalho do produto final para atender as especificações do cliente, reduzindo assim os custos de produção. Esta garantia de qualidade pode ser alcançada utilizando estratégias de controle e formas de automação industrial, pois estas podem garantir que parâmetros como temperatura, pressão e composição química permaneçam dentro de limites aceitáveis e possam ser geridos automaticamente.

O controle em plantas industriais é um problema de engenharia e esse desafio se torna ainda maior em indústrias químicas devido ao comportamento de difícil predição das espécies reacionais perante a mudanças nos parâmetros da planta. A complexidade de um processo é resultado de inúmeros fatores que dificultam a análise e o projeto, como o reciclo de massa e a integração energética. Devido a esses fatores, o controle clássico apresenta limitações quando tenta regular grandes sistemas industriais, exigindo portanto a necessidade de abordagens para controle de sistemas complexos, como o controle *plantwide*.

Segundo [Larsson \(2000\)](#), a metodologia de controle *plantwide* está relacionada com as decisões para determinação e localização das variáveis manipuladas e a decomposição do problema de controle em partes menores, onde pode haver comunicação entre si, de modo que ao realizar o somatório de toda as subpartes haja uma representação da planta como um todo. Para se alcançar esse entendimento global do processo na indústria, é necessário conhecer o comportamento das operações individuais e como cada operação interage com as demais. Assim, a metodologia *plantwide* volta-se para o estudo da estrutura de controle em sua totalidade na planta ([CARDOSO et al., 2016](#)). Na literatura, existem simulações de plantas industriais que são utilizadas com frequência como caso de estudo para construção de uma estrutura de controle *plantwide*, como o processo de hidrodealquilação do tolueno (HDA) ([NGUYEN et al., 2020](#)), processo de produção catalítica do monômero do acetato de vinila (VAM) ([HASHIMOTO et al., 2021](#)) e o processo teórico e ideal denominado *Tennessee Eastman Process* (TEP) ([JHA; OKORAFOR, 2014](#)).

O TEP é um desafio químico teórico idealizado pelos autores [Downs e Vogel \(1993\)](#). Mesmo sendo um modelo sugerido a quase três décadas, é vasta a quantidade de artigos atuais utilizando-o como objeto principal ou auxiliar para estudo; como para determinação de uma análise de segurança desta planta ([DENG; QUAN; DUAN, 2020](#)), a estimativa de estado não linear em sistemas de grandes dimensões ([KOTTAKKI; BHUSHAN; BHARTIYA, 2017](#)), ou a elaboração de um sistema auto-adaptativo utilizando rede neural para

monitoramento de processos (WU; ZHAO, 2020). Seu comportamento não-linear torna esta planta ideal para análise de desempenho de diferentes algoritmos e formas de controle não-lineares, como é o caso do controlador baseado em lógica *Fuzzy*. A aplicação de técnicas de controle em sistemas não-lineares tem o intuito de permitir controlar estes sistemas de modo adequado, mantendo os parâmetros dentro de valores estabelecidos que contribuirão para que o produto final atenda as especificações do cliente.

A lógica *fuzzy* aplicada à controladores, segundo Simões e Shaw (2007), é uma técnica matemática que incorpora a forma do pensamento humano em sistemas de controle. A construção do controlador *Fuzzy* se baseia em utilizar conhecimento prévio humano para controlar sistemas complexos, como é o caso de plantas industriais químicas. Utilizando lógica *Fuzzy*, este conhecimento pode ser aplicado em formas linguísticas, através de detalhamento verbal da situação. Sendo assim, ao se utilizar uma linguagem mais próxima do dia a dia humano, o projeto de malhas de controle de processos industriais é facilitada, tendo em vista uma maior capacidade em descrever os fenômenos envolvidos no sistema.

Deste modo, o presente trabalho visa aplicar técnicas de controle avançado, como a lógica *Fuzzy*, à metodologia *plantwide* no TEP. Esta forma de controle tem aplicação indicada onde a característica não-linear predomina no modelo do sistema, dificultando a aplicação de sistemas de controle convencionais. Não foram encontrados artigos que apliquem diretamente o controlador *fuzzy* Mamdani, como substituto dos controladores PID, para controlar o TEP. A lógica *fuzzy* foi escolhida devido à facilidade de implementação em sistemas complexos, à capacidade de se produzir bons resultados em decorrência da experiência do projetista de controle, aos bons resultados obtidos em aplicações não-lineares e à escassez de artigos na literatura aplicando este tipo de controlador diretamente em plantas industriais químicas.

A escassez de artigos científicos nessa área justifica o presente trabalho uma vez que a lógica *fuzzy* possibilita a representação de fenômenos não lineares e normalmente demanda baixa carga computacional e é fortemente recomendada para processos não-lineares como o TEP.

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivo Geral

Avaliar a performance do processo TEP proposto por Downs e Vogel (1993) ao empregar uma proposta de controle utilizando lógica *fuzzy* sob a filosofia de controle *plantwide*, visando diminuir a variabilidade da pressão, bem como a perda de produto na purga.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Avaliar parâmetros do TEP através do código proposto pelos autores [Bähner, Santacoloma e Huusom \(2019\)](#).
- Propor um modo de operação para a planta, levando em conta características do sistema.
- Projetar um sistema de controle sob a filosofia de controle *plantwide* que reduza a variabilidade da pressão e reduza a perda de produto na purga.
- Sugerir distúrbios para avaliar o desempenho dos controladores e obter um processo estável e dentro dos parâmetros desejados através de estratégias de controle *fuzzy*.
- Comparar diferentes estratégias de controle utilizando indicadores de desempenho como o IAE, CE e quantidade de produto perdido na purga.

2 Fundamentação Teórica e Revisão Bibliográfica

2.1 Projeto de sistema de controle *plantwide*

Ao se deparar com o desafio de projetar o sistema de controle para uma dada planta industrial, o engenheiro químico tradicionalmente utiliza a forma de solução descentralizada, que implica em resolver o problema geral como vários problemas menores e independentes. Esta forma de solução na arquitetura industrial de automação pode levar a maiores gastos com equipamentos, visto que para se alcançar um patamar próximo ao da condição de independência, diversos tanques pulmão são aplicados entre as operações industriais com intuito de diminuir as variações de fluxo ocasionadas por cada malha de controle. (LUYBEN; TYREUS; LUYBEN, 1997). Ao adicionar tanques pulmão entre a saída de uma operação unitária e a entrada da próxima, as vazões podem ser melhor controladas, pois o tanque age como um sistema de amortecimento (*buffer*), regulando a saída e tentando manter a vazão o mais estável possível. Segundo Faanes e Skogestad (2003), o tamanho dos reatores intermediários que cumprem o papel de amortecedores de vazão são dados seguindo um conjunto de regras práticas, variando com a vazão do processo e qual operação desejada. Para a maioria das aplicações, este valor está entre 5 e 20 minutos de tempo de residência para o preenchimento de metade do volume do tanque, isto é, quanto maior a vazão de entrada, maior tem que ser o tamanho do tanque para estabilizar o processo, implicando em maiores gastos.

Tendo a mentalidade de diminuição dos custos e aumento na segurança de processos industriais, tecnologias e diferentes arquiteturas de controle industrial foram desenvolvidas, como por exemplo a determinação dos parâmetros dos controladores PID por lógica *fuzzy* (LEBUKAN; WARDANA; EFFENDY, 2019). Estas novas tecnologias elevaram os índices de eficiência das planta industriais, estabelecendo formas de produção mais eficientes quando comparadas aos processos anteriores.

Das novas tecnologias em indústrias químicas, é possível destacar a integração energética, metodologia que permite transferência de calor entre correntes de processos com o objetivo de reduzir o consumo de utilidades. Segundo Linnhoff e Hindmarsh (1983), idealizadores da metodologia *Pinch* de integração energética, ao se implementar um projeto eficiente de rede de trocadores de calor interconectados, é possível obter uma economia considerável em gastos de utilidade do processo.

Além da reestruturação da rede de trocadores de calor, outro rearranjo no fluxograma de plantas industriais que visa aumentar a eficiência na produção é o reciclo de massa.

Porém, este pode alterar drasticamente o comportamento de um processo e comprometer sua estabilidade, gerando comportamentos oscilatórios nos parâmetros operacionais da planta (MORUD; SKOGESTAD, 1994). A adição de um reciclo de massa em um sistema pode resultar em comportamentos próximos à situação de caos, onde pequenas variações nas condições iniciais resultam em mudanças drásticas no comportamento do processo. Analisando este fenômeno, Berezowski (2020) estudou o exemplo do reator tubular com reciclo de massa para uma simples reação $A \rightarrow B$ e concluiu que este sistema apresenta oscilações caóticas durante seu funcionamento, dificultando a determinação de parâmetros.

Apesar do aumento na eficiência operacional da planta industrial, utilizar essas duas tecnologias gera também uma complicação; ambas reconfigurações tornam a modelagem matemática do processo mais complexa. Esta dificuldade reside no princípio de integralização em que uma parte do sistema está intimamente dependente de outras partes deste mesmo sistema.

Sendo assim, determinar quais variáveis devem ser manipuladas, controladas, medidas e realizar a configuração do controlador é um problema aberto com inúmeros resultados possíveis, tendo em vista a grande dependência em relação às variações de demanda do produto e flutuações na oferta da matéria prima.

Apesar da engenharia de controle e automação se encontrar em um patamar bem desenvolvido em relação às tecnologias que permitem obter controles ótimos de processos, a exemplo do trabalho de Upreti (2004) que introduz uma técnica robusta de controle ótimo em processos químicos, a maioria das teorias pouco ajudam quando se é necessário determinar a estrutura de controle ao se realizar o projeto de automação de toda uma planta industrial. (SKOGESTAD, 2000)

Segundo Luyben, Tyreus e Luyben (1997), controle *Plantwide* (PWC) é essencialmente a metodologia de como desenvolver malhas de controle para operar um processo inteiro, observando as demandas e restrições de cada planta. Assim, as técnicas de PWC auxiliam o projetista de controle, tornando uma tarefa altamente dependente de experiência do projetista em um conjunto de regras que se apresentam de forma sistemática, a fim de auxiliar o projetista e induzir a elaboração de uma malha que permite regular uma dada planta.

Encontrar uma solução para um problema de PWC é um desafio de criatividade e multidisciplinaridade. Segundo Stephanopoulos (1983), desenvolver um sistema de controle para plantas químicas exige conhecimentos em operações unitárias, engenharia das reações, termodinâmica, entre outros fundamentos da engenharia química. Além disto, o resultado da estrutura de controle de plantas completas depende fortemente da construção e alocação de elementos de controle na planta, permitindo assim uma infinidade de combinações possíveis. Os focos da estrutura de controle irão depender dos objetivos do PWC adotado, então deve-se ter cuidado ao determinar qual metodologia deve ser seguida no projeto.

É nessa busca por criar um estudo organizado de procedimentos para realizar o projeto de sistemas de controle que a metodologia PWC se faz necessária. Quando se fala em controle de plantas químicas pela metodologia PWC, tem-se três técnicas válidas para análise, a saber o projeto de controle orientado à matemática, o orientado ao processo e uma abordagem híbrida com a combinação das duas anteriores. Esta classificação entre diferentes categorias é realizada sem grande procedimento sistemático, pois não há regra geral que define em qual grupo uma dada técnica PWC está inserida. (GODOY; GARCIA, 2017)

2.1.1 PWC Orientado ao processo

A abordagem PWC orientada a processo é uma forma de realizar o controle estrutural da planta de forma mais prática, e deste modo, depende de um conhecimento empírico de quem realiza o projeto de controle. Apesar de ser uma metodologia mais acessível devido a este caráter empírico, geralmente conduz o projetista a resultados não otimizados.

Segundo Gera et al. (2013), a metodologia clássica de abordagem orientada ao processo empregada nos casos de estudo básicos de PWC é a metodologia de Luyben, Tyreus e Luyben (1997), a qual apresenta uma sequencia sistemática de 9 etapas para aplicação de um controle *plantwide* em uma planta química.

2.1.1.1 Procedimento dos 9 passos de Luyben, Tyreus e Luyben

A primeira tentativa de elaborar um método sistemático para realizar o projeto de uma estrutura de controle para uma planta industrial foi o procedimento de 9 passos de Luyben, Tyreus e Luyben (1997).

Em seu artigo, os autores detalham o procedimento heurístico que construíram e alertam que seu guia para solução pode não conduzir o projetista de controle à resultados ótimos. Os nove passos de Luyben, Tyreus e Luyben (1997) podem ser visualizados através da lista a seguir.

1. Estabelecer objetivos de controle;
2. Determinar graus de liberdade de controle;
3. Estabelecer um sistema de gestão de energia;
4. Determinar a taxa de produção;
5. Controlar a qualidade do produto e satisfazer restrições de segurança;
6. Controle de Inventário (nível e pressão) e fixar vazões de reciclo;

7. Verificar balanço de cada componente
8. Controle de unidades individuais de operação;
9. Otimizar aspectos econômicos e garantir controlabilidade do sistema.

Este método sistemático serviu como base para o desenvolvimento de novos procedimentos sistemáticos para a elaboração de novas técnicas de PWC, como a técnica dos 7 passos de [Skogestad \(2000\)](#), o procedimento de simulação e heurísticas de [Konda, Rangaiah e Krishnaswamy \(2005\)](#) e a decomposição hierárquica baseada em objetivos de controle de [Jha e Okorafor \(2014\)](#).

2.1.2 PWC orientado à matemática

A abordagem PWC matematicamente orientada é uma forma de realizar o controle estrutural da planta baseada nos modelos matemáticos que descrevem cada uma das etapas industriais envolvidas na planta. Desta forma é possível avaliar a dinâmica da planta como um todo através de extensivas simulações. Segundo [Cao e Saha \(2005\)](#), grandes plantas com diversas variáveis passíveis de manipulação se tornam um desafio computacional devido às inúmeras possíveis combinações a serem comparadas. Além dessa limitação, [Vasudevan et al. \(2009\)](#) acrescenta que a representatividade da solução matemática pode ser afetada através do modelo escolhido e do nível de simplificações adotadas, como taxas de reação constantes e processo adiabático em partes do processo.

2.1.2.1 Procedimento dos 7 passos de Skogestad

Inspirado pelo método de [Luyben, Tyreus e Luyben \(1997\)](#), [Skogestad \(2000\)](#) desenvolveu uma metodologia mais focada em estabilidade do sistema e menos dependente do conhecimento prévio do projetista de controle. Esta metodologia é dividida em 2 partes, análises *top-down* e *bottom-up*. A seguir é possível observar a enumeração da técnica dos 7 passos de Skogestad.

Top-down:

1. Definir objetivos operacionais e identificar a função de custo econômico J ;
2. Determinar os graus de liberdade de controle e a condição operacional ótima;
3. Selecionar variáveis candidatas a serem medidas e variáveis controladas;
4. Identificar a localização do manipulador de rendimento e realizar a escolha da taxa de produção.

Bottom-up:

1. Selecionar a estrutura de estabilização a fim de manter as variáveis dentro de um limite inferior e superior aceitável;
2. Selecionar a estrutura de supervisão a fim de manter as variáveis próximas do ótimo operacional;
3. Selecionar a estrutura de otimização, buscando eliminar estruturas redundantes.

O procedimento dos 7 passos de Skogestad foi utilizado por [Bähner, Santacoloma e Huusom \(2019\)](#) para sugerir uma estrutura de controle na planta de produção de pectina. Em seu artigo, os autores identificam alguns problemas da metodologia quando aplicada à biorreatores, como por exemplo a ausência do modelo matemático de alta confiabilidade e a maior quantidade de parâmetros críticos quando comparado aos reatores químicos.

2.1.2.2 Decomposição hierárquica baseada em objetivos de controle de [Jha e Okorafor \(2014\)](#)

Baseado no procedimento dos 7 passos de [Skogestad \(2000\)](#), [Jha e Okorafor \(2014\)](#) classificam sua abordagem como PWC matematicamente orientado acoplado com algumas simulações. Sua metodologia, similar ao procedimento de 7 passos de Skogestad, possui 2 partes. A grande diferença entre estas metodologias desenvolvidas está na ênfase que as abordagens dão à parte econômica do processo.

Segundo [Luyben, Tyreus e Luyben \(1997\)](#), prever o sucesso financeiro de uma planta química é tão difícil quanto prever o comportamento do mercado financeiro de ações para o próximo ano. Sendo assim, a metodologia desenvolvida por [Jha e Okorafor \(2014\)](#) realiza otimizações do PWC em cima da estabilidade da planta ao invés da minimização dos custos operacionais teóricos. A metodologia proposta por [Jha e Okorafor \(2014\)](#) é descrita seguindo a enumeração.

1. Identificar o custo de variáveis, como o de utilidades, matéria prima consumida e a saída na purga (se houver);
2. Localizar pontos de instabilidade na planta realizando uma varredura do sistema para identificação dos polos instáveis.
3. Fechamento do loop de controle para variáveis secundárias, observando e propondo uma estrutura de controle para variáveis como a vazão nas tubulações;
4. Fechamento do loop de controle para variáveis integrativas, observando e propondo uma estrutura de controle para variáveis como o nível;

5. Fechamento do loop de controle para rejeição de distúrbios;
6. Fechamento do loop de controle para mudanças no *Set Point*.

2.1.3 PWC com abordagem híbrida

A abordagem híbrida, também chamada de mista, tem como objetivo aumentar a aplicabilidade da abordagem matematicamente orientada diminuindo suas limitações. Aplicando conhecimentos heurísticos a determinados modelos matemáticos, é possível restringir as possibilidades de estruturas de controle em uma planta química. É comum encontrar trabalhos na literatura que adotam essa forma de estabelecer uma estrutura de PWC a fim de diminuir tempo computacional utilizando conhecimentos do processo.

A partir da metodologia orientada a processo apresentada por [Luyben, Tyreus e Luyben \(1997\)](#), [Konda, Rangaiah e Krishnaswamy \(2005\)](#) desenvolveram uma metodologia que utiliza como base essas regras heurísticas para elaborar uma estruturação de controle que supera as limitações do método heurístico de 9 etapas. O diferencial desta metodologia é introduzir simulações dinâmicas que sustentem as decisões estruturais de controle. Ao fim do seu trabalho, [Konda, Rangaiah e Krishnaswamy \(2005\)](#) aplicam a metodologia construída em um processo de hidrodealquilação do tolueno (HDA) e resultados mostraram que um sistema de controle viável foi gerado graças à união de conhecimentos heurísticos e de simulações.

2.1.3.1 Procedimento de simulação e heurísticas de Konda, Rangaiah e Krishnaswamy

Partindo da máxima que um método que dá suporte às decisões heurísticas são de mais fácil aplicação no âmbito industrial, [Konda, Rangaiah e Krishnaswamy \(2005\)](#) desenvolveram outro método a partir das regras estabelecidas por [Luyben, Tyreus e Luyben \(1997\)](#). A decisão de desenvolver um novo procedimento a partir deste método deve-se à dificuldade enfrentada por novos engenheiros ao realizar a aplicação de ferramentas heurísticas, que dependem de experiência, em processos industriais. A metodologia consiste em 12 passos como segue.

1. Estabelecer objetivos de controle;
2. Determinar graus de liberdade de controle;
3. Identificar e analisar distúrbios na planta;
4. Definição de critérios de desempenho e ajuste;
5. Seleção do manipulador de taxa de produção;
6. Seleção do manipulador de taxa de produto;

7. Seleção dos manipuladores para variáveis controladas que exigem mais atenção, geralmente associadas ao reator;
8. Seleção dos manipuladores para variáveis controladas que exigem menos atenção;
9. Projeto de controle para operações unitárias;
10. Verificação de balanços para componentes;
11. Análise de fatores ocasionados por integração energética e/ou mássica, evitando problemas como o efeito bola de neve no sistema.;
12. Se possível, melhorar a performance do sistema de controle.

Aplicando a metodologia de proposta por Konda, Rangaiah e Krishnaswami, tem-se o artigo de [Patle, Ahmad e Rangaiah \(2014\)](#). Neste artigo, o procedimento de simulação e heurística é aplicado na produção de biodiesel através da rota metílica com apoio do *software* Aspen Plus[®] e tiveram resultados dentro dos parâmetros exigidos pelo Comitê Europeu de Normalização de Biodiesel (EN 14214).

2.1.4 Aplicação das estratégias de PWC em diferentes plantas industriais

Ao se optar pela adoção de uma dada metodologia PWC em uma planta, deve-se considerar as suas limitações e pontos fortes. Quando se opta pela utilização da abordagem matemática, é necessário ter em mente que apesar de possuir um alto rigor, esta forma de estabelecer uma malha de PWC pode se mostrar custosa. Este custo aparece de diversas formas, tanto como custo computacional quanto custo homem-hora do projetista para obter uma modelagem confiável da planta. Já as metodologias heurísticas se apresentam com implementação mais simples, mas pecam em necessitar da experiência do projetista em malhas industriais. A escolha da metodologia PWC depende de diversos fatores e catalogar uma delas como a melhor estratégia é uma tarefa desafiadora. A Tabela 1 apresenta uma comparação resumida entre as diferentes estratégias PWC apresentadas.

Tabela 1 – Tabela comparativa entre diferentes abordagens PWC

Metodologia	Vantagens	Desvantagens
Luyben, Tyreus e Luyben (1997)	Metodologia de fácil aplicação caso o operador conheça bem o sistema	Possui limitações gerais não suportadas matematicamente (Reciclo constante)
Skogestad (2000)	Menos dependente do conhecimento prévio do projetista de controle	Apresenta problemas quando utilizada em bioprocessos (BÄHNER; SANTACOLOMA; HUUSOM, 2019)
Konda, Rangaiah e Krishnaswamy (2005)	Uso de conhecimento heurístico para diminuir carga computacional	Envolve maior subjetividade quando comparado aos métodos matemáticos
Jha e Okorafor (2014)	Otimizações que priorizam a estabilidade da planta	Alta carga computacional e dependente do conhecimento matemático do projetista

Segundo Vasudevan et al. (2009), é possível verificar na literatura que uma grande parte das avaliações de estratégias PWC são aplicadas tanto no processo de hidrodealquilação do tolueno (HDA), quanto no Processo *Tennessee Eastman* (TEP), além de pequenos sistemas Reator-Separador-Reciclo (RSR). Esta tendência de aplicação ocorre devido à complexidade que as plantas HDA e TEP possuem, tornando possível a realização de diversos testes de estratégias de distribuição da malha de controle. Servindo assim como bases sólidas para a validação de metodologias PWC.

2.2 Processo Tennessee Eastman - TEP

O Processo *Tennessee Eastman* é um modelo de indústria química que tem como propósito o desenvolvimento, estudo e validação de tecnologias de controle. Desenvolvido por Downs e Vogel (1993), a planta teórica que simula o processo industrial real se apresenta como um desafio de controle e se mostra uma forte candidata quando se deseja testar novas abordagens de controle. A Figura 1 ilustra a planta problema *Tennessee Eastman*.

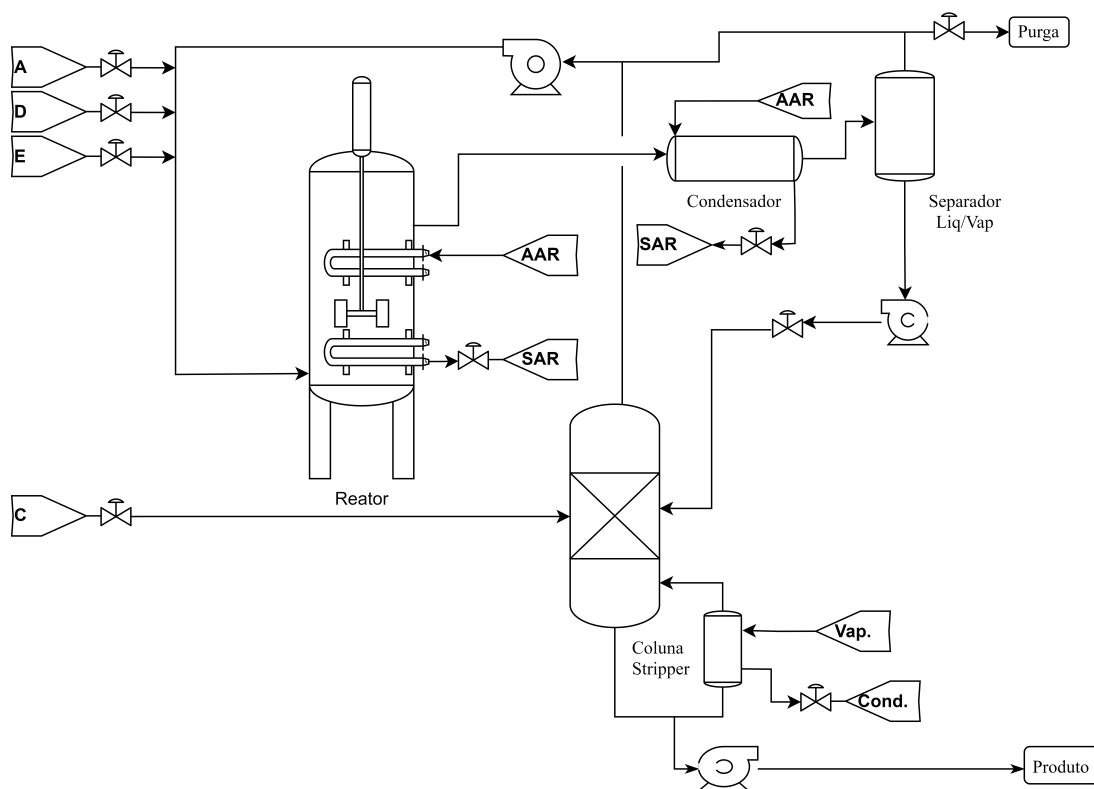


Figura 1 – Diagrama adaptado do processo Tennessee Eastman (TEP), proposto por Downs e Vogel (1993).

A planta consiste em um reator químico, condensador de produto, compressor de reciclo, uma coluna stripper e um separador líquido-vapor. O reator produz dois produtos finais por reações químicas (G,H) envolvendo quatro reagentes (A,C,D,E), além da presença

de um coproduto (F) e um inerte (B), totalizando 8 componentes. As reações químicas envolvidas no TEP são apresentadas nas Equações 2.1 a 2.4.



O processo possui 41 sensores distribuídos ao longo de sua extensão e 12 variáveis manipuladas. O tamanho da planta e variedade de métodos de controle possíveis permite que diferentes estratégias de controle possam ser desenvolvidas. A Tabela 2 expõe as variáveis do processo.

Tabela 2 – Variáveis manipuláveis do TEP. Adaptado de [Downs e Vogel \(1993\)](#).

Nome da variável	Limite Inferior	Limite Superior	Unidade
Vazão de alimentação de D	0	5811	kg h ⁻¹
Vazão de alimentação de E	0	8354	kg h ⁻¹
Vazão de alimentação de A	0	1,017	kscmh
Vazão de alimentação de C	0	15,25	kscmh
Válvula de reciclo do compressor	0	100	%
Válvula da purga	0	100	%
Vazão na saída do separador de líquido	0	65,71	m ³ h ⁻¹
Saída de líquido do stripper	0	49,1	m ³ h ⁻¹
Válvula de vapor do stripper	0	100	%
Vazão da água de resfriamento do reator	0	227,1	m ³ h ⁻¹
Vazão da água de resfriamento do condensador	0	272,6	m ³ h ⁻¹
Velocidade do agitador	150	250	rpm

Sua natureza não-linear devido ao reciclo de massa somado às reações químicas, conferem maior complexidade à planta do que se mostra à primeira vista ([DOWNS; VOGEL, 1993](#)). É esta complexidade que posiciona o TEP como uma das plantas mais populares para desenvolvimento e aplicação de PWC, bem como análise de desenvolvimento de novas formas de controle avançado ([VASUDEVAN et al., 2009](#)). Neste sentido, propostas que levam em conta a não-linearidade do problema encontram um ótimo terreno para aplicação, como o controle adaptativo, controle *fuzzy* e o controle neuro-*fuzzy*.

Ao lançar o problema TEP na literatura, os autores [Downs e Vogel \(1993\)](#) também disponibilizaram a modelagem do problema em linguagem FORTRAN, detalhando todo o processo através de 10 diferentes subrotinas. Porém, como já fazem três décadas desde o

lançamento de artigo, procurar o TEP em uma nova linguagem de programação torna o projeto de controladores mais relevante para a comunidade. Há pouco tempo foi publicado o artigo de [Bathelt, Ricker e Jelali \(2015\)](#), no qual os autores realizaram uma revisão do processo e elaboraram um código fonte que foi disponibilizado para a comunidade utilizando o *software Simulink/Matlab*[®]. Esta simulação se encontra disponível para *download* na página pessoal do Prof. Lawrence Ricker da Universidade de Washington ([RICKER, 2022](#)) e foi utilizada neste trabalho.

2.2.1 Acoplamento de Malhas

Para sistemas de maior porte, como é o caso de plantas inteiras, é difícil aplicar os métodos tradicionais de sintonia devido ao acoplamento de malhas ocasionado pela quantidade de controladores simultâneos regulando o sistema.

Ao se obter uma sintonia satisfatória do segundo controlador *fuzzy*, as características do sistema são alteradas e se faz necessário realizar o reajuste do primeiro controlador. Este comportamento é cíclico e deve ser levado em consideração ao propor sintonia de controladores acoplados. ([JENG, 2018](#))

Durante o desenvolvimento das malhas de controle, o impacto na produção frente à variação de diferentes parâmetros do processo foram avaliados através dos indicadores de desempenho.

Existem diferentes metodologias para se obter a uma malha de controle estável em um sistema que apresenta alta taxa de acoplamento entre as malhas industriais. Como o sistema apresenta uma alta complexidade, obter um controlador que simplifique a matemática necessária para modelar o sistema é de grande interesse.

2.3 Lógica *Fuzzy* aplicada a controladores

A lógica *Fuzzy* se destaca por ser uma técnica que incorpora a forma humana de pensar aos sistemas matemáticos ([SIMÕES; SHAW, 2007](#)). Através dessa metodologia, se faz exequível expressar matematicamente quantidades imprecisas e definições vagas, típicas do pensamento humano e aplicar no projeto e controle de processos industriais, por exemplo. Uma das grandes vantagens da aplicação da lógica *fuzzy* no âmbito industrial é aproveitar a experiência adquirida pelo operário em sua jornada de trabalho. Esta ação tem como objetivo criar um controlador que o auxilie nas tomadas de decisão do operário ou alivie seu trabalho, tomando decisões de maneira consistente.

A aplicação da lógica *Fuzzy* em controle foi inicialmente desenvolvida por [Mamdani \(1974\)](#). Em seu artigo, Mamdani introduz a lógica *Fuzzy* em controladores e realiza uma aplicação em uma máquina de vapor em escala laboratorial. A partir dos resultados

obtidos, o autor comenta que a metodologia para sistemas de controle pode ser aplicada em indústrias que são difíceis de modelar, como a indústria química. O diferencial da lógica *fuzzy* de Mamdani está na modelagem do controlador através de variáveis linguísticas, utilizando conhecimento heurístico na forma de lógicas proposicional de causa e efeito.

Esta linguagem humana imprecisa e pouco rigorosa encontra uma representação matemática através das funções de pertinência, onde a partir das lógicas proposicionais linguísticas, tem-se a atribuição de palavras à valores, sendo assim possível representar todos os graus de pertencimento de uma dada variável para um grupo.

2.3.1 Tipos de resposta de controladores *fuzzy*

Existem duas formas de controlar o sistema através das respostas de controladores *fuzzy*: A resposta posição e a resposta velocidade.

2.3.1.1 *Fuzzy* Posição

No *fuzzy* posição, a saída do controlador determina a posição final da válvula de controle. Este tipo de controlador é bastante utilizado quando se precisa de respostas rápidas e precisas no sistema. Porém, essa abordagem de resposta de controladores tem uma implementação mais complicada e leva a maiores erros permanentes dependendo do grau de conhecimento técnico utilizado em sua concepção.

2.3.1.2 *Fuzzy* Velocidade

No *fuzzy* velocidade, a saída do controlador determina o incremento a cada passo de cálculo do sistema, determinando a variação da atuação do elemento final de controle. Este tipo de controlador é bastante utilizado quando se precisa de respostas que diminuam o erro permanente e que seja de mais fácil implementação.

Esta estratégia de resposta para o sistema de controle se mostra interessante para estratégias do tipo PWC, pois evita mudanças bruscas no sistema que podem levar a situações de instabilidade operacional. Sendo assim, este tipo de resposta foi adotada para todos os controladores *fuzzy* desenvolvidos neste trabalho.

2.3.2 Função de pertinência

A pertinência de uma variável é um termo matemático que tem origem na teoria dos conjuntos. O seu valor representa o quanto uma dada variável se identifica com o grupo de discussão. Tem-se então que para cada valor da variável de entrada há um valor de pertencimento em um dado grupo determinado, a esta relação é dado o nome de função de pertinência. Sua representação normalmente é realizada na forma gráfica em funções gaussianas, triangulares, trapezoidais, entre outras, a fim de facilitar a compreensão. A

Figura 2 representa exemplos de funções de pertinência triangulares para classificar o grau de pressurização de um reator.

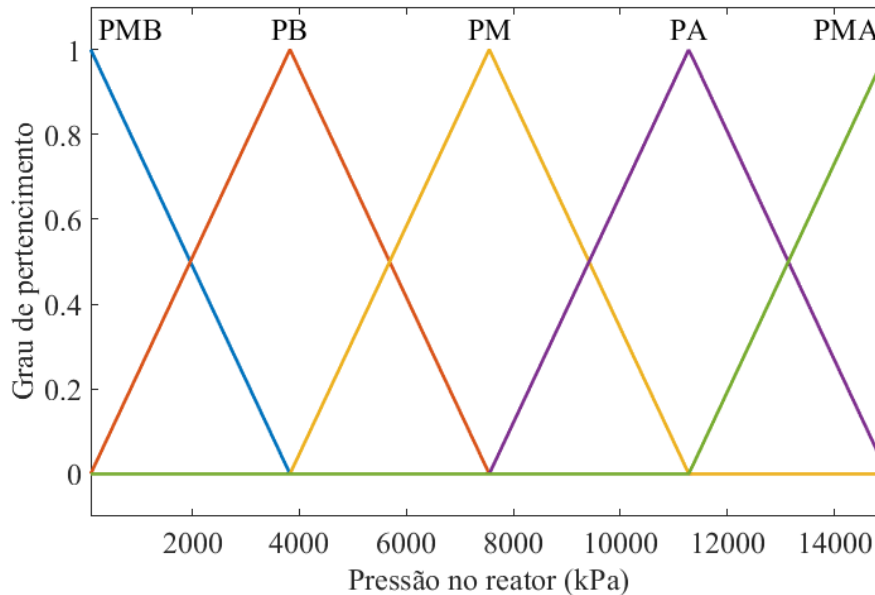


Figura 2 – Funções de pertinência triangular para a variável pressão de um reator hipotético

A Figura 2 divide o processo de análise do grau de pressurização de um reator em 5 grupos de pertencimento; "PBM", "PB", "PM", "PA" e "PMA"; onde cada sigla representa uma informação subjetiva do estado de pressurização, com "PMB" significando "Pressão Muito Baixa", "PB" sendo "Pressão Baixa", "PM" como "Pressão Média", "PA" significando "Pressão Alta" e por último "PMA" como "Pressão Muito Alta". Neste exemplo, para cada valor de pressão lido, tem-se 5 funções que variam de 0 a 1 de acordo com o grau de pertencimento aos grupos. O valor numericamente igual a 0 representa um completo não pertencimento de uma dada entrada de pressão ao grupo de discussão, já o número 1 é utilizado quando deseja-se representar um total pertencimento da entrada ao grupo de discussão.

Para realizar essa divisão, o autor optou por representar as funções de pertinência na forma triangular, porém poderia ter sido utilizado qualquer outra forma de representação, como trapézios, sigmóides ou gaussianas.

Tendo em posse os valores do grau de pertencimento para um dado nível, é necessário propor uma forma de relacioná-los, atribuindo assim dependência entre as funções através de regras. Ao conjunto de regras de inferência, dá-se o nome base de conhecimento.

2.3.3 Base de Conhecimento

A base de conhecimento informa como deverá ser a resposta do sistema frente a diferentes configurações de entradas do sistema fuzzy. No caso de um controlador *fuzzy* aplicado a processos industriais, para a construção de uma base de conhecimento é necessário possuir compreensão operacional sobre o processo industrial em questão. A base de conhecimento é descrita na linguagem proposicional de causa e efeito como pode ser visto na Tabela 3.

A forma de escrita da base de conhecimento é realizada utilizando a linguagem humana a fim de facilitar a construção do controlador. Para este tipo de controle muitas vezes é necessário obter o conhecimento especialista do processo, o que nem sempre é trivial em uma indústria, dificultando assim a construção de um controlador *fuzzy* adequado.

Para transcrever os graus de pertencimento e o conhecimento especialista do controlador *Fuzzy* em valores é necessário recorrer à técnicas de fuzzificação e defuzzificação, que permitem o controlador trabalhar com números reais e, assim, viabilizar o seu emprego no cálculo de ações de controle em uma malha.

Tabela 3 – Base de conhecimento relacionando as entradas pressão e temperatura de um reator hipotético para obtenção do perfil de resposta do controlador *fuzzy*.

Regra:	Se Pressão:	Se Temperatura:	Então Válvula:
1	PMB	TB	Abre
2	PMB	TM	Abre
3	PMB	TA	Abre
4	PB	TB	Abre
5	PB	TM	Abre
6	PB	TA	AbrePouco
7	PM	TB	Abre
8	PM	TM	Mantem
9	PM	TA	FechaPouco
10	PA	TB	AbrePouco
11	PA	TM	FechaPouco
12	PA	TA	Fecha
13	PMA	TB	Fecha
14	PMA	TM	Fecha
15	PMA	TA	Fecha

Onde, TA = Temperatura Alta, TM = Temperatura Média e TB = Temperatura Baixa.

2.3.4 Fuzzificação e Defuzzificação

Enquanto o pensamento de seres humanos trabalham com informações imprecisas, equipamentos e controladores precisam de valores exatos para representar o fenômeno que está ocorrendo (SIMÕES; SHAW, 2007).

Através da fuzzificação é possível interpretar representações subjetivas em valores numéricos que representam a variável em questão, sendo a defuzzificação o processo inverso. Para realizar estas manipulações de dados, é necessário submeter os valores de entradas e saídas a um tratamento com base na teoria de conjuntos, empregando as operações de união ($\cup$), intersecção ($\cap$), diferença e complementares.

Existem diferentes formas de converter um pensamento impreciso em valores numéricos, o *fuzzy* do tipo Mamdani utiliza a área de figuras geométricas para realizar esta representação dos conjuntos de pertencimento. Sendo a forma de tratamento de dados mais comum a soma das áreas máximas obtidas através das funções de pertinência na fuzzificação com consequente aplicação do centroide na soma destas áreas na defuzzificação, mas nada impede formas de tratamentos diferentes, pois cada escolha dependerá inerentemente do modelo a ser trabalhado. Seguindo a lógica de apresentação anterior, tem-se na Figura 3 as regras *fuzzy* que englobam a fuzzificação e defuzzificação do problema hipotético com o par de entradas apresentando valores de pressão (8600 kPa) e temperatura (73.8 °C). No canto inferior direito, é possível observar a composição de área resultando em um valor numérico indicando um fechamento da válvula de reagente (valor < 0).

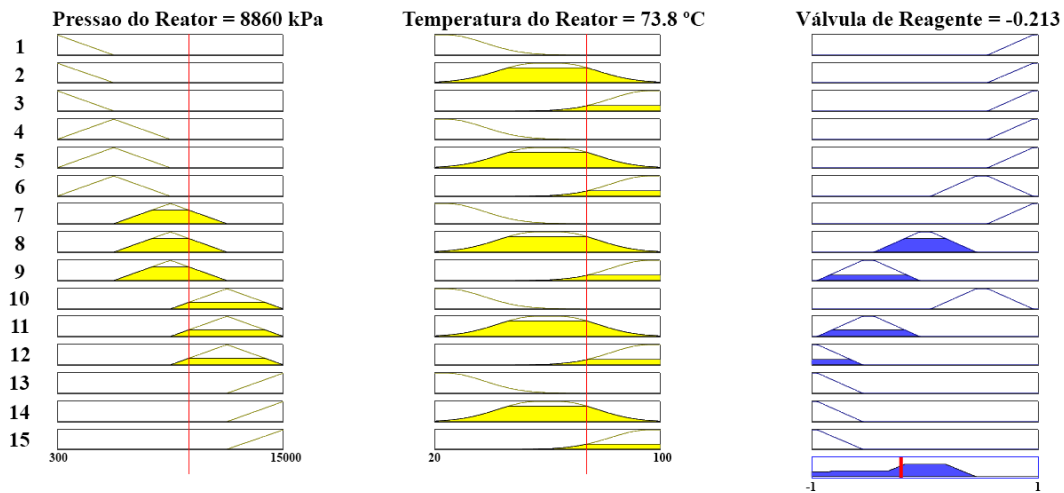


Figura 3 – Fuzzificação e defuzzificação para o problema hipotético de abertura de válvula do reator.

Utilizando este caso específico como referência, através dos valores de centroide da área obtidas pela defuzzificação, tem-se como resposta uma superfície bidimensional que representará a intensidade do atuador frente às entradas de pressão e temperatura. Tal comportamento pode ser observado na Figura 4.

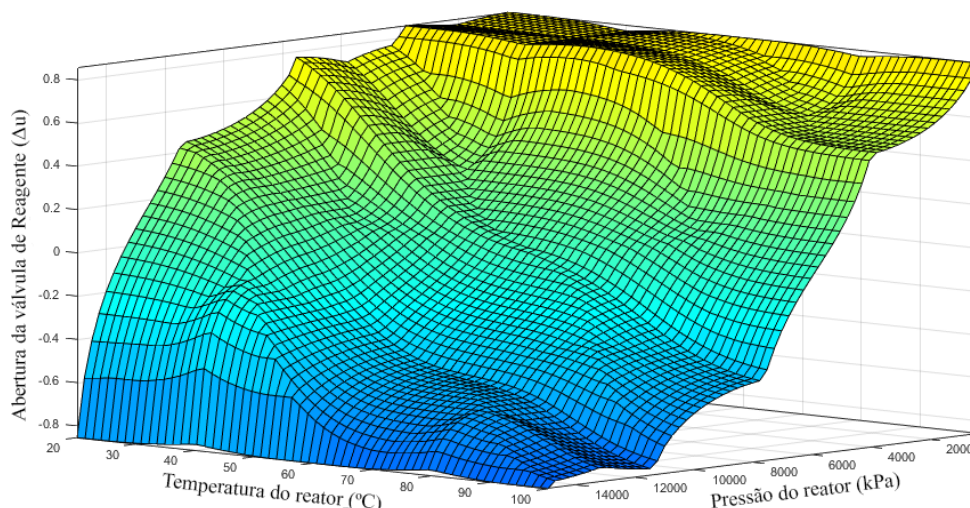


Figura 4 – Superfície de resposta para o problema hipotético da abertura da válvula do reator.

2.4 Aplicação de lógica lógica *fuzzy* em controle Plantwide do TEP

Ao realizar uma busca em diversos bancos de dados de artigos, são encontrados alguns trabalhos que aplicam técnicas de controle não-lineares no TEP, como o de [Lebukan, Wardana e Effendy \(2019\)](#). Em seu artigo, Lebukan, Wardana e Effendy optaram por realizar uma modificação de controladores PI para controladores do tipo PI-*Fuzzy*, aplicando-os diretamente nas malhas de controle já existentes no código em Fortran cedido por [Downs e Vogel \(1993\)](#), obtendo assim um controle que apresenta eficácia mesmo em condições de perturbação. Outro artigo que utiliza a lógica *fuzzy* no processo TEP foi publicado por [Ahmadi et al. \(2018\)](#), onde foi utilizada a lógica *fuzzy* associada a algoritmos genéticos para fins de modelagem do TEP. Através dessa abordagem foi possível obter um modelo que se aproxima do comportamento não-linear do reator, ocasionado pelas reações químicas presentes no TEP.

Contudo, não foram encontrados artigos que apliquem diretamente o controlador *fuzzy* Mamdani, como substituto dos controladores PID, para controlar o TEP. A escassez de artigos científicos nessa área justifica o presente trabalho uma vez que a lógica *fuzzy* possibilita a representação de fenômenos não lineares e normalmente demanda baixa carga computacional e é fortemente recomendada para processos não-lineares como o TEP.

3 Materiais e métodos

3.1 Código do Processo Tennessee Eastman

Apesar de ser um código relativamente antigo, o modelo original proposto por [Downs e Vogel \(1993\)](#) continua sendo utilizado como uma poderosa ferramenta para teste de sistemas de controle *plantwide* devido a sua complexidade e características realistas. ([ZHANG et al., 2022](#))

O código original é baseado em uma planta real e alguns detalhes foram omitidos para evitar violação de direitos de propriedade intelectual. Originalmente elaborado para rodar utilizando a linguagem de programação Fortran, várias versões do código foram desenvolvidas desde o seu lançamento, como a versão não linear utilizando controle preditivo dos autores [Ricker e Lee \(1995\)](#), o código em *python* implementado pelo Konstantin Kiselev utilizado no artigo dos autores [Filonov, Kitashov e Lavrentyev \(2017\)](#) e o código reformulado pelos autores [Bathelt, Ricker e Jelali \(2015\)](#) implementado em *Simulink/Matlab*[®].

A versão atualizada elaborada pelos autores [Bathelt, Ricker e Jelali \(2015\)](#) foi adotada para simulação, proposta de controladores e determinação dos indicadores de desempenho do sistema neste trabalho. Optou-se por essa versão por ser uma modelagem mais consistente ao se utilizar diferentes métodos numéricos para solução e distúrbios. ([RICKER, 2022](#))

Além da vantagem de estabilidade e desempenho, o código atualizado apresenta uma documentação detalhada relatando a função e comportamento das várias variáveis internas utilizadas.

3.2 Objetivos de Controle

As duas malhas de controle propostas possuem como objetivo a manutenção do modo de operação número 1 descrito na Tabela 4. O modo base foi escolhido por se encontrar presente em diversas análises de trabalhos publicados.

Seguindo os valores comerciais apresentados na Tabela 5, ao realizar a substituição dos controladores PID pelo do tipo *fuzzy* foi dada prioridade à produção do componente G.

Além do interesse comercial, a segurança industrial foi colocada como prioridade na elaboração dos controladores. A pressão do reator é um dos parâmetros chave e uma melhor controlabilidade desse parâmetro incorre em maior segurança.

Para a taxa de reciclo foi determinado o valor constante de 30% de abertura da válvula. Altos valores de reciclo diminuem a perda de reagente pela purga, porém tornam o processo mais instável ao acumular inerte e produto no reator, afetando diretamente o controle de nível. Baixos valores de abertura da válvula de reciclo diminuem a eficiência da planta, porém tornam o processo mais estável.

3.3 Determinação das características do processo

Nesta seção, as características do sistema bem como os o comportamento dos desvios em que este processo é submetido foram apresentados. Esta etapa de determinação da forma de operação e distúrbios é fundamental para o PWC como já discutido anteriormente na Seção 2.1.

3.3.1 Modo de operação da planta

Primeiramente, o presente trabalho utilizou o TEP como planta alvo para aplicação de estratégias de controle *fuzzy*. O modelo utilizado conta com a mesma base nas características do processo informadas por Downs e Vogel (1993).

Em seu artigo original Downs e Vogel (1993) sugerem 6 modos diferentes de operação da planta, onde cada uma possui objetivos distintos na produção dos produtos G e H. Estes modos de operação para o TEP podem ser observadas na Tabela 4.

Tabela 4 – Seis modos de operação do TEP. Adaptado de Downs e Vogel (1993).

Modo	Razão de massa G/H	Taxa de produto (Saída 11)
1	50/50	7038 kg/h G e 7038 kg/h H (Caso base)
2	10/90	1408 kg/h G e 12669 kg/h H
3	90/10	10000 kg/h G e 1111 kg/h H
4	50/50	Taxa de produção máxima
5	10/90	Taxa de produção máxima
6	90/10	Taxa de produção máxima

Dependendo da escolha do modo de operação da planta, existem distintas variedades de estratégias de controle e também diferentes desafios em relação à controlabilidade desta planta. O modo de operação do TEP escolhido para este trabalho em particular foi o modo 1. Através da seleção desse modo obtêm-se a condição base de processo, que servirá como base para a comparação entre o desempenho dos controladores originais PID com os controladores propostos neste trabalho.

Dentro do caso base, foi dada prioridade à produção do componente G devido ao seu maior interesse comercial, informação exposta na Tabela 5.

Tabela 5 – Custo estimado para os componentes do TEP. Adaptado de [Downs e Vogel \(1993\)](#).

Componente	Custo (\$ kg mol ⁻¹)
A	2.206
C	6.177
D	22.06
E	14.56
F	17.89
G	30.44
H	22.94

3.3.2 Distúrbios do processo

Em uma planta química real, distúrbios são comuns e inerentes a sua operação. Conseguir através da simulação representar possíveis distúrbios que ocorrem em uma planta real é de fundamental importância para obter sucesso em sua implementação, pois é através desse sistema que se torna possível avaliar o desempenho do controlador em uma dada situação de controle regulatório.

Para os sistemas de controle há 2 formas distintas de distúrbios do processo, a variação do *setpoint* na forma de aplicação de degrau e os ruídos randômicos na alimentação dos reagentes. No presente trabalho, o distúrbio originado pelo ruído da alimentação não foi levado em consideração para a análise de resultados centrais.

Apesar do controlador *fuzzy* Mandani do tipo velocidade não ser afetado gravemente por ruídos de baixa intensidade e alta frequência devido ao seu caráter integrativo e também devido ao método de inferência *fuzzy* ([FONSECA et al., 2013](#)), optou-se por analisar o resultado sem a presença desse ruído para fins de comparação com diferentes metodologias. Pois, ao adicionar aleatoriedade no experimento, há a necessidade também de realizar o tratamento estatístico desses resultados. O autor reserva um tópico breve no capítulo de resultados para exibir o comportamento do reator com uma entrada ruidosa somente para fins qualitativos.

Os autores [Downs e Vogel \(1993\)](#) sugerem variações na forma de degrau para verificar a estabilidade e a velocidade do sistema de controle aplicado ao TEP. Todas estas variações propostas são catalogadas no artigo e seus valores base são definidos para o modo 1 de operação da planta, devendo ser realizadas adaptações caso a escolha do modo seja alterada. No artigo referência de [Downs e Vogel \(1993\)](#) é sugerido também que o tempo de simulação do problema seja de pelo menos 24-48h, a fim de se observar todas as implicações decorrentes da mudança de *setpoint*. Para este trabalho foi adotado um tempo de simulação de 72h com a perturbação inserida após 24h de simulação. A Tabela 6 apresenta as variações de *setpoint* sugeridas por [Downs e Vogel \(1993\)](#) para o modo de

operação base (1).

Tabela 6 – Variação do *setpoint* para o modo de operação 1. Adaptado de [Downs e Vogel \(1993\)](#).

Variavel de Processo	Tipo	Magnitude
Mudança na razão de produção	Degrau	-15%
Mudança na mistura do Produto	Degrau	50G/50H para 40G/60H
Mudança na pressão do reator	Degrau	-60kPa
Mudança na composição do componente B no gás de purga	Degrau	+2%

Neste trabalho foi proposto um controlador fuzzy que seja capaz de minimizar o erro da pressão, o que torna interessante realizar maiores variações de *setpoint* na pressão do reator para melhor avaliar os efeitos dessa variação ao longo do tempo. Seguindo a Tabela 6, foi determinada a variação na forma de uma queda de pressão no processo na forma de um degrau de -5% do valor original.

3.3.3 Conhecimento do processo através da modelagem do sistema

Como o objetivo de estudo do presente trabalho foi propor uma estratégia de controle *fuzzy* para o processo Tennessee Eastman, se fez necessário conhecer as características intrínsecas do processo. Um controlador fuzzy é tão eficiente quanto o conhecimento especialista provido. ([YATAK; ŞAHIN, 2021](#))

Iniciou-se então a simulação deste processo partindo pela parte crítica da planta, o reator químico. As equações utilizadas foram as propostas por [Tian e Hoo \(2005\)](#), bem como do artigo original dos autores [Downs e Vogel \(1993\)](#). Estas equações podem ser verificadas no apêndice deste trabalho A.

Apesar desta simulação limitada do reator na planta erroneamente indicar a independência dos setores da planta, todas as operações foram modeladas comunicantes entre si, onde a saída de um setor é tratado como entrada para o próximo. O reator isolado foi utilizado como um direcionador para a confecção de regras especialistas do sistema.

3.3.3.1 Hipóteses do modelo

Seguindo o processo sugerido por [Downs e Vogel \(1993\)](#), foram adotadas também algumas simplificações para o modelo. A lista indicada a seguir traz as hipóteses que foram adotadas no modelo do TEP utilizado neste trabalho, desenvolvido pelos autores [Bathelt, Ricker e Jelali \(2015\)](#).

- Os reagentes são insolúveis em todas as fases líquidas presentes na modelagem;

- Todas as reações ocorrem no sistema simultaneamente, irreversivelmente e tem caráter exotérmico;
- Onde coexistir líquido e vapor em um mesmo compartimento, será adotado um cenário de equilíbrio líquido-vapor;
- O equilíbrio líquido-vapor será determinado pela lei de Raoult;
- A taxa de reação será obtida através do coeficiente de Arrhenius;
- A pressão de vapor será calculada através da equação de Antoine;
- O reator irá operar no modo CSTR sendo considerado perfeitamente agitado.

3.3.3.2 Mudanças no código geral da planta TEP

A fim de verificar o comportamento da planta, a modelagem do TEP foi avaliada no *software* comercial *Matlab*[®] utilizando a versão intitulada *Updated TE Code*, disponível no *website* do [Ricker \(2022\)](#).

A estrutura do controle *Fuzzy* desenvolvida foi implementada através da ferramenta *Simulink*[®] do *Matlab*[®] e substituiu 2 controladores PID anteriormente implementados pelos autores [Bathelt, Ricker e Jelali \(2015\)](#), a saber os controladores PID das malhas de controle de pressão do reator e da vazão na corrente de purga do processo. As razões para escolha destes controladores será apresentada na seção [3.4.1](#).

Para efeitos de comparação, a variação randômica na forma de ruído branco gaussiano do fluxo de alimentação do TEP foi desativada da simulação original. Esta escolha visa facilitar a comparação entre diferentes metodologias de controle. Neste trabalho, uma análise sobre o comportamento ruidoso do sistema será realizada brevemente no capítulo [4.4.2](#).

3.4 Projeto do controlador Fuzzy

Neste trabalho foram desenvolvidos dois controladores *fuzzy* do tipo Mamdani. Definir quais parâmetros serão utilizados para as entradas dos controladores, bem como quais malhas de controle serão construídas faz parte da metodologia deste trabalho.

3.4.1 Substituição dos Controladores

Em termos de aplicações de controle industrial, o controlador PID possui uma vasta popularidade de mercado ([TAN; HUANG; FERDOUS, 2002](#)). Porém este tipo de controlador, apesar de simples e eficiente, enfrenta problemas de performance em sistemas não-lineares ([JUNG; KIM, 2007](#)). A ideia de substituição de controladores PID por um

tipo de controlador nativamente não-linear tem como objetivo melhorar o desempenho de toda a planta industrial, levando em consideração sua natureza não-linear.

Inicialmente, duas linhas de pensamento principais foram levadas em consideração para a escolha dos *loops* de controle principais a serem substituídos, sendo elas:

- *Realizar a substituição do controlador do curso de abertura dos reagentes no reator.* Esta ação tem como objetivo reduzir a quantidade de produto de interesse que é desperdiçado na purga ao realizar o controle de pressão. É possível alcançar este objetivo manipulando as concentrações de reagente do reator a fim de reduzir reações próximas aos picos de pressão e consequentemente reduzir a quantidade de produto em episódios de alta pressão.
- *Realizar a substituição do controlador do curso de abertura da válvula de purga do sistema.* Esta ação tem como objetivo tornar a abertura da purga mais precisa e eficiente, reduzindo o acionamento desnecessário da válvula de purga e aumentando assim a concentração do produto de interesse no fluxo de saída final do sistema.

A lógica da escolha das variáveis de entrada para se obter os dois controladores *fuzzy* será detalhada no tópico 3.5.

3.5 Desenvolvimento do controlador *Fuzzy*

Para construção dos controladores *fuzzy*, em um primeiro momento, foram simuladas características do reator a partir das equação fenomenológicas descritas pelos autores [Downs e Vogel \(1993\)](#). Tais equações estão descritas no Apêndice A e serviram como base de conhecimento para geração de um entendimento do reator no TEP.

No entanto, devido a sua característica *plantwide* e a presença de reciclo no sistema, o conhecimento apenas do reator não é suficiente para a determinação de todo o sistema, se fazendo necessário realizar simulações complementares no código fornecido pelo [Ricker \(2022\)](#). Após conseguir dados suficientes sobre o comportamento industrial do TEP, foi possível desenvolver os controladores do tipo *fuzzy* Mamdani para substituição dos tradicionais do tipo PID, conforme proposto na seção 3.4.1.

Neste trabalho, dois controladores foram desenvolvidos e suas performances no sistema foram avaliadas. Através do conhecimento obtido sobre o TEP, foi possível elaborar uma sintonia para estes controladores *fuzzy* que buscassem levar a planta à uma situação mais segura e economicamente eficiente. Os controladores foram elaborados heurísticamente utilizando a técnica heurística de pesquisa em profundidade, onde a busca por soluções ocorre sempre expandindo um dos nós mais profundos da árvore de possibilidades. Isto

é, a partir de uma dada situação, variações dessa são geradas e avaliadas como possíveis escolhas. (ZAMBIASI, 2010)

Os indicadores relativos à pressão foram levados prioritariamente em consideração e, em caso de valores próximos entre diferentes sintonias, aplicou-se a esta heurística em outros indicadores de desempenho. Para tornar o processo mais sistemático, um fluxograma foi elaborado, sendo este representado na Figura 5.

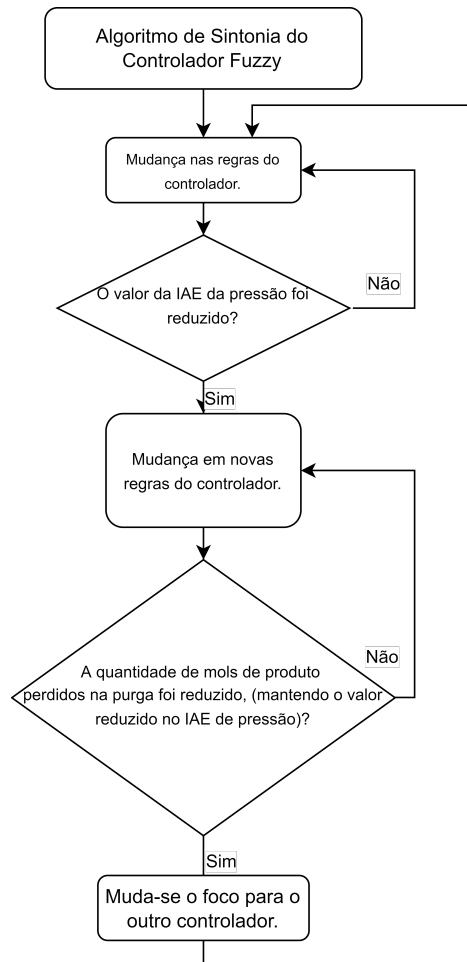


Figura 5 – Fluxograma do processo de busca pela sintonia dos controladores *fuzzy*. O processo encerra caso se encontre em um *loop* maior que 20 interações.

Um fenômeno que dificulta a aplicação da técnica de sintonia de controladores em sistemas de controle *plantwide* é o acoplamento das malhas. (SOARES; GONÇALVES, 2018)

3.6 Indicadores de Desempenho

Em posse dos controladores *fuzzy*, foram realizados as variações de parâmetros sugeridas na Seção 3.3.2 para verificação de performance da malha PWC, como o indicador

de desempenho IAE de diferentes malhas, bem como a análise do esforço de controle.

O indicador IAE, integral do erro absoluto, é utilizado quando se deseja obter o grau de variação da função erro ao longo do tempo. Seu uso neste trabalho se faz presente na variação da pressão, temperatura, nível e produção de G. A Equação 3.1 representa seu equacionamento.

$$IAE = \int_0^T |e(t)| dt \quad (3.1)$$

O indicador de esforço de controle (CE), também foi utilizado, sendo calculado como a integral da variação da mudança de posição do curso de abertura da válvula ao longo do tempo. Esta forma de calcular o esforço de controle pode ser utilizada para verificar a intensidade de esforço que o atuador tem que realizar para manter o sistema controlado nos parâmetros desejados. Neste trabalho, foram avaliados o esforço de controle das válvulas controladas pelo controlador *fuzzy*. A Equação 3.2 representa seu equacionamento.

$$CE = \int_0^T |\Delta u(t)| dt \quad (3.2)$$

Outro indicador de desempenho utilizado foi a integração de mols de produto de interesse perdidos através da purga durante o tempo de simulação. Esse indicador foi utilizado, pois além de um processo seguro, é altamente desejável a manutenção de uma maior saída de produto na corrente de saída do processo e não na corrente de purga. A Equação 3.3 representa o equacionamento deste indicador.

$$\%G = \frac{\int_0^T |\%G_{Prod.} - \%G_{SP}| dt}{T} \quad (3.3)$$

3.6.1 Método Numérico de Solução

Para realizar a solução numérica das EDO's do modelo proposto por Bathelt, Ricker e Jelali (2015), o solver de equações diferenciais de número 4 do *Matlab*[®] foi escolhido (Runge-Kutta ODE4). O método de Runge-Kutta de 4º ordem foi utilizado por ser um método de solução relativamente simples e já utilizado em diversos trabalhos para simulação do TEP, como o trabalho proposto por Kavouras et al. (2013), que analisou a situação de estados estacionários em plantas químicas, incluindo o TEP.

Simulações ruidosas podem afetar de forma substancial o resultado de um dado problema a depender do solver utilizado, porém ao desativar as variações aleatórias das entradas, os autores Bathelt, Ricker e Jelali (2015) afirmam que os resultados mostram uma independência do solver. Para sustentar esta afirmação, os autores utilizaram os métodos numéricos de Euler (ode1), Bogacki-Shampine (ode3) e Dormand-Prince(ode45) no TEP.

Não é possível simular duas instâncias do controlador ao mesmo tempo, uma vez que as variáveis internas se sobrescreveriam uma a outra (BATHELT; RICKER; JELALI, 2015). Tendo isto em mente, os resultados das simulações para diferentes configurações de controladores (PID e *Fuzzy*) foram avaliadas, e em ordem de obter dados das diferentes configurações, duas simulações foram realizadas e alocadas em memórias distintas do sistema.

4 Resultados e Discussão

4.1 Elaboração dos controladores

Devido à sua natureza heurística, o processo de sintonia de controladores *fuzzy* Mamdani é uma tarefa laboriosa (KOVACIC; BOGDAN, 2018). É escassa as referências bibliográficas que tentam sistematizar a sintonia de controladores *fuzzy*, em especial em controle *plantwide*. Deste modo, a construção de um controlador *fuzzy* sob ótica *plantwide* pode ser considerado por si só um resultado valioso. Para elaboração destes controladores os valores base dos parâmetros avaliados foram desenvolvidos com base na recomendação da simulação original dos autores Downs e Vogel (1993). Os principais valores foram destacados na Tabela 7.

Tabela 7 – Valores base utilizado pelos controladores *fuzzy* para o controle do TEP.

Parâmetro	Valor Base
Pressão no reator pré 24 horas	2800 kPa
Pressão no reator pós 24 horas	2660 kPa
Nível de fluido do reator	75%
Temperatura no reator	122.9 °C
Nível de fluido do separador	50%
Temperatura no separador	80 °C
Nível de fluido coluna de stripper	50%
Temperatura na coluna de stripper	53 °C
Concentração de G na saída	≥50%
Taxa de reciclo	30%

Dois controladores foram elaborados para substituição dos propostos no código do Bathelt, Ricker e Jelali (2015), o controlador reacional e o relativo à purga, conforme mencionado na seção 3.4.1.

4.1.1 O Controlador Reacional

Para chegar na configuração de controladores atuais, primeiro partiu-se de um controlador *Fuzzy* com 2 entradas relativas à parâmetros do reator [Pressão, temperatura]. O objetivo desse primeiro controlador foi realizar o controle da taxa reacional do reator a partir da manipulação da abertura da válvula de resfriamento. A esquematização do controlador *fuzzy* 1 pode ser verificada conforme a Figura 6.

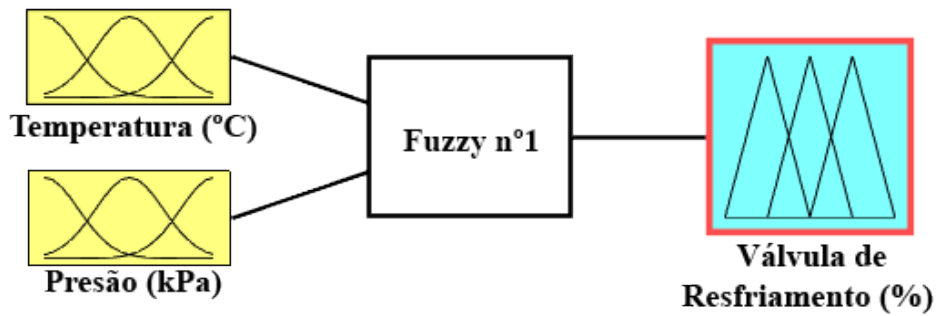


Figura 6 – Controlador *fuzzy* Mamdani inicial proposto pelo autor para controle da temperatura do reator.

Porém, devido a atrasos na resposta da malha, foi verificado que controlar a taxa reacional através da válvula de resfriamento introduz um efeito oscilatório indesejado na malha. Tendo isto em mente, houve a necessidade de alterar a variável manipulada deste controlador. A tentativa de controlar o sistema através da válvula de resfriamento está ilustrada na Figura 7, que representa uma tentativa inicial de controle do sistema.

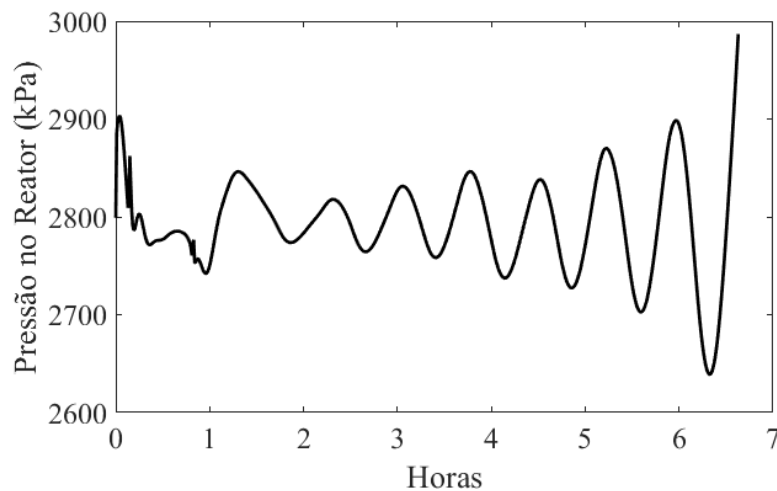


Figura 7 – Gráfico da pressão do reator apresentando instabilidade devido à características do controlador desenvolvido pelo autor.

Esta vazão de resfriamento além de atuar nos parâmetros termodinâmicos do processo, reduzindo a pressão através da temperatura, reduz a taxa de reação química. Devido ao caráter exotérmico, uma redução na taxa de reação diminui a liberação de energia e consequentemente reduz a temperatura. Porém, ao observar a estequiometria das reações (2.1, 2.2, 2.3), podemos verificar que há também um fator de aumento na pressão do reator com a redução dessa taxa de reação. Estes fatores, somado ao atraso do resfriamento de uma grande massa de fluido do reator, demonstram que esta abordagem se mostra complexa e instável quando estamos tratando de controle *plantwide*.

Então, a segunda proposta do controlador visou limitar a taxa reacional através de um controle da válvula de entrada do reagente A. Suas entradas foram mantidas iguais ao controlador *fuzzy* representado na Figura 6, alterando somente a variável de saída do *fuzzy* para a válvula de A. Esta opção foi escolhida inicialmente devido a presença deste reagente em todas as equações reacionais, exceto a de decomposição do reagente D. (vide Equações 2.1 à 2.4).

Por meio desse controlador foi possível limitar a pressão e temperatura do processo, tendo em vista a característica exotérmica da reação.

Todavia, a sintonia desse controlador sob a ótica *plantwide*, tendo em vista seu considerável impacto no processo, se provou de difícil ajuste. Sua presença em todas reações de síntese ocasionaram grandes oscilações na planta e provavelmente seriam necessárias mais entradas do controlador para realizar um controle satisfatório da planta. Porém, através dessa experiência, foi possível perceber que a admissão deste mesmo composto é um potencial candidato a entrada do controlador *fuzzy*, pois através deste é possível avaliar a quantidade de reagentes que estarão presentes no reator.

Uma solução para o problema de oscilação ocasionado pela manipulação da válvula de alimentação de A foi realizar duas substituições no projeto do controlador.

Na primeira substituição, a concentração de reagente A no reator substituiu a temperatura na forma de entrada para o controlador *fuzzy*. Esta ideia surgiu após a verificação que a concentração do reagente A no reator dita a taxa de reação química e consequentemente influencia de forma substancial a temperatura do reator.

Para a segunda substituição, a variável manipulada se tornou a válvula de abertura para o reagente D. Esta mudança visa restringir o impacto que este controlador tem sobre o sistema, visto que este reagente só está presente na reação 2.1, que tem como resultado o produto de interesse comercial G.

Inicialmente, o controlador *fuzzy* foi projetado para ser o mais simples e eficaz possível utilizando o conhecimento especialista. Suas funções de pertinência referentes às entradas do processo são ilustradas nas Figuras 8, 9 e 10.

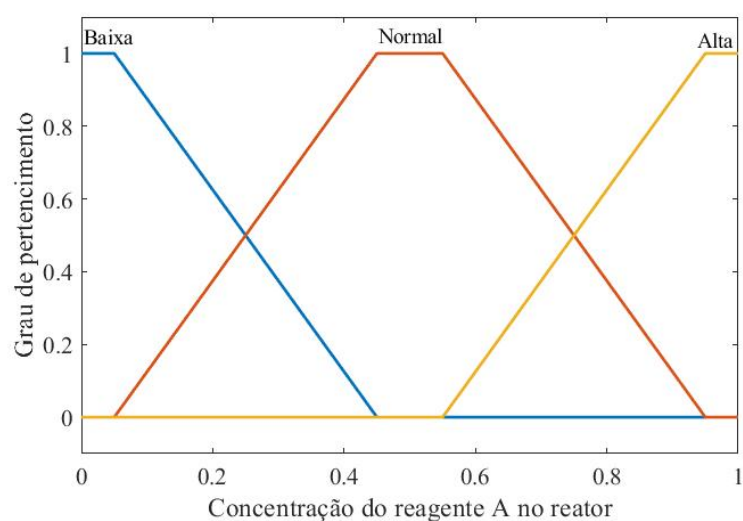


Figura 8 – Funções de pertinência referentes a entrada do controlador *fuzzy* que leva em consideração a concentração do reagente A no reator para ação na válvula de alimentação de reagente D.

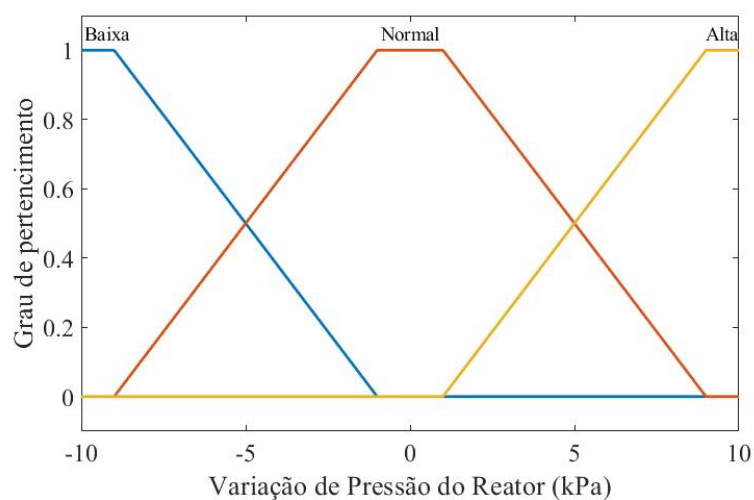


Figura 9 – Funções de pertinência referentes a entrada do controlador *fuzzy* que leva em consideração a variação de pressão do reator para ação na válvula de alimentação de reagente D.

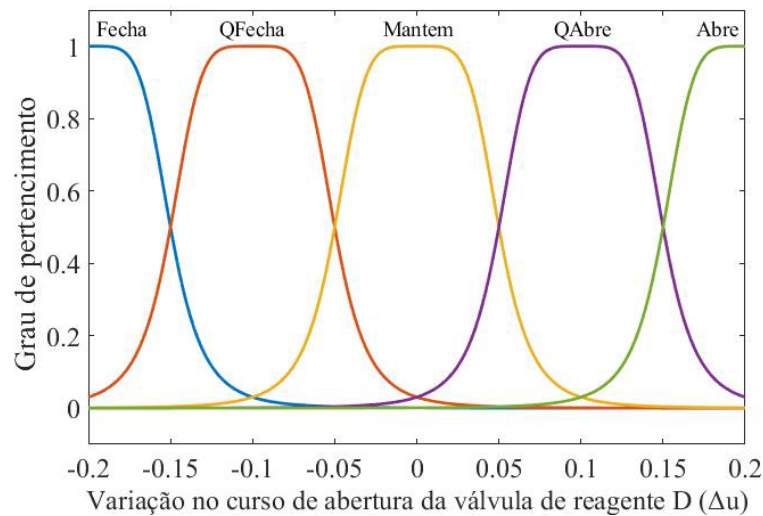


Figura 10 – Funções de pertinência referentes a saída do controlador *fuzzy* que visa determinar a a variação no curso de abertura da válvula de alimentação de reagentes D.

Para o conjunto de entradas do controlador *fuzzy* da válvula de alimentação de D foi estabelecido o padrão trapezoidal, esta escolha visa garantir uma maior estabilidade no processo, visto que pequenas variações na entrada dentro do patamar de pertinência igual à unidade, não alterarão o valor de saída. Para o conjunto de saída, um maior valor de cardinalidade foi escolhido para acrescentar uma maior resolução na resposta do controlador. Além disso, optou-se por uma suavização da curva de saída, tornando a resposta do processo mais suave.

Após a determinação das funções de pertinência, um conjunto de regras inicialmente com base no conhecimento do processo foi elaborado. Após isto, cada resposta dada a uma condição deste conjunto de regras foi submetida à variações individuais a fim de se aproximar a uma condição de ótimo local. A Tabela 8 representa o conjunto de regras proposto para este controlador.

Tabela 8 – Conjunto de regras para controle da válvula do reagentes D no reator.

		Valor de erro na pressão no reator em relação ao <i>set point</i>		
		Baixo	Normal	Alto
Concentração do reagentes A no reator	Baixo	Abre	Qfecha	Abre
	Normal	Qabre	Mantém	Abre
	Alto	Fecha	Mantém	Fecha

Com base nas funções de pertinência escolhidas e com este conjunto de regras, a superfície de resposta deste controlador pode ser verificada na Figura 11.

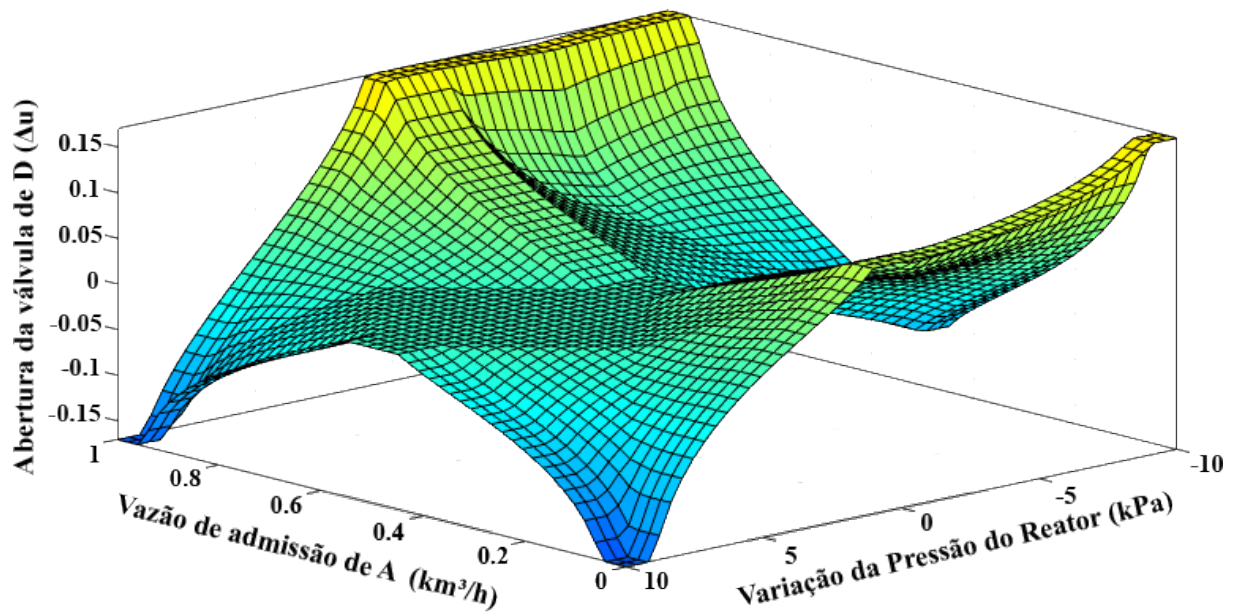


Figura 11 – Superfície de resposta que ilustra o comportamento do controlador *fuzzy* para a válvula de reagente "D".

4.1.2 O Controlador da Purga

Após sintonizado o controlador de alimentação de D, teve início a sintonia do controlador da purga. Este controlador possui dois grandes impactos sobre o estado da planta industrial; ele reduz a pressão total do processo através da liberação controlada de espécies químicas do sistema, como também serve para reduzir a concentração do reagente B, cujo comportamento inerte introduz problemas como o aumento do nível do reator.

Após diversos ensaios, a decisão de mudar o controle da pressão pela purga foi considerada. O desafio se tornou então encontrar uma forma de permitir a abertura da válvula de purga sem possibilitar um grande volume de produto deixando o sistema. Sendo assim, este controle teve por objetivo não somente a manutenção da pressão, mas também diretamente a produção total da planta, levando em conta as perturbações nela impostas.

Como uma das características de distúrbio adotada para a pressão no sistema tem seu valor de *setpoint* alterado durante a simulação, ao menos três soluções são possíveis para construção desta malha de controle, sendo elas:

- Adicionar uma entrada extra no controlador *fuzzy* que leva em consideração o *setpoint* da pressão para alterar o conjunto de regras conforme a mudança.
- Identificação de uma função que realize o tratamento de variáveis de entrada para verificar a possibilidade de união de alguma das entradas com o *setpoint*.

- Divisão da base de regras em 2 diferentes conjuntos distintos com escolha dependente do *setpoint*.

A primeira opção adicionaria uma entrada extra no controlador *fuzzy*, dificultando a visualização da curva de resposta, que passaria a ter quatro dimensões. A segunda opção tornaria a visualização do problema mais complexo, pois seria necessário criar um sentido físico para essa nova função criada a fim de entender como ela interfere com o processo. Então, como um dos objetivos de um controlador *fuzzy* é se aproximar do pensamento humano, destas três opções, a última escolha foi acatada por tornar mais simples e claro o projeto do controlador *fuzzy*.

Então, para realizar o controle da purga, optou-se por elaborar dois controladores *fuzzy* com diferentes regras que atuam em tempos distintos, determinado pela mudança no *setpoint* da pressão. A esquematização desta alternativa pode ser verificada na Figura 12.

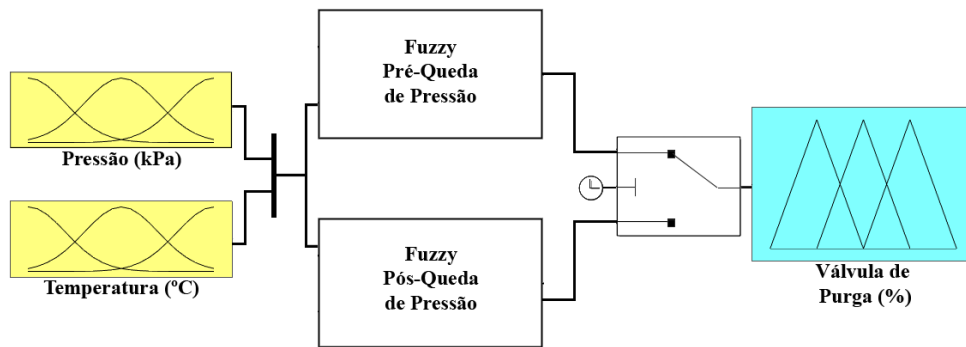


Figura 12 – Controlador *fuzzy* Mamdani proposto pelo autor para controle da válvula de purga.

Com esta escolha em mente, as entradas consideradas chave para este parâmetro foram a pressão e temperatura do reator para ambos controladores. Suas funções de pertinência referentes às entradas do processo para a configuração "Pré-Queda de pressão" são ilustradas nas Figuras 13, 14 e 15.

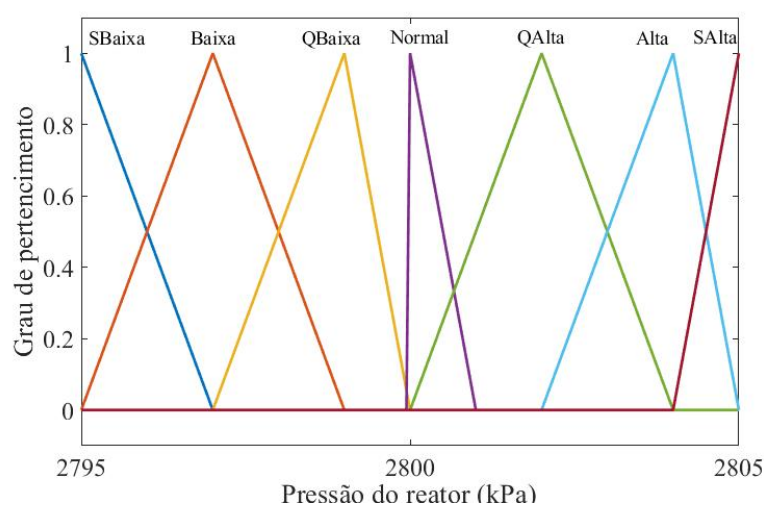


Figura 13 – Função de pertinência referentes a entrada de pressão do reator na válvula de purga do sistema. Função referente ao controlador na configuração "Pré-Queda" de pressão.

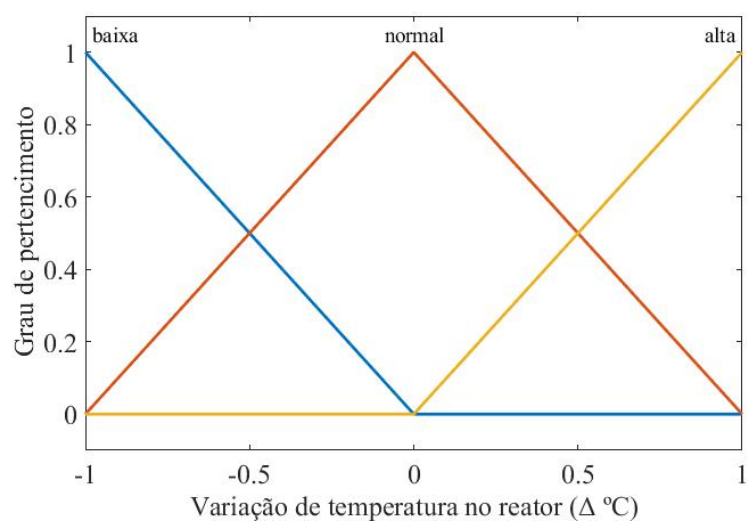


Figura 14 – Função de pertinência referentes a entrada de variação de temperatura do reator na válvula de purga do sistema. Controlador na configuração "Pré-Queda" de pressão.

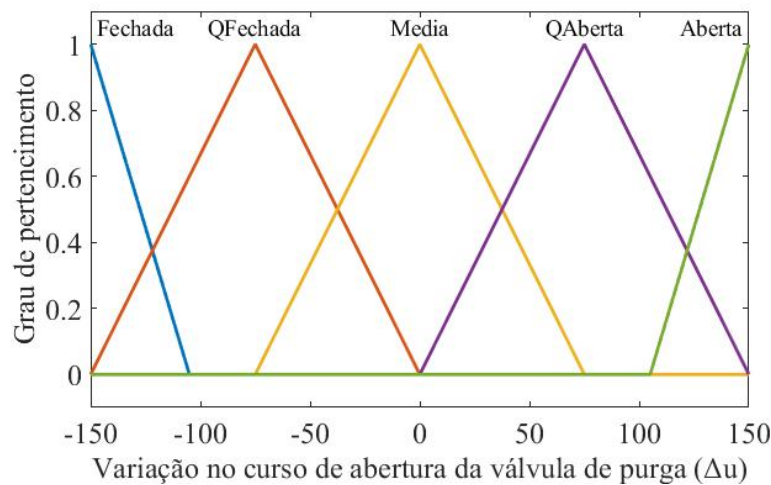


Figura 15 – Função de pertinência referentes a saída do controlador para a atuação no curso de abertura da válvula de purga do sistema. Controlador na configuração "Pré-Queda" de pressão.

O controlador *fuzzy* Pós-Queda de pressão possui entradas similares, reajustando somente os valores descritos na variável "Pressão do Reator".

Analizando as entradas do controlador fuzzy, é possível perceber uma diferença entre a cardinalidade para a variável de entrada pressão quando comparada com a variável de entrada temperatura. Como a pressão é uma variável chave no processo e é direta e rapidamente alterada com a ação de controle, optou-se por aumentar a cardinalidade da variável de entrada Pressão. Com uma cardinalidade igual a 7, é possível criar mais condições e realizar um ajuste fino no sistema a fim de melhorar a resposta do sistema. Já a temperatura não sofre grandes mudanças no reator, e somente seu erro dentro do *range* de ± 1 °C é levado em consideração no controlador.

Em posse dessas informações, foi elaborado um conjunto de regras com base no conhecimento obtido do processo. As Tabelas 9 e 10 apresentam de forma organizada estas regras propostas.

Tabela 9 – Conjunto de regras para controle da válvula de purga do sistema pré-queda de pressão.

		Valor de erro na pressão no reator em valores absolutos (kPa)						
		SBaixa	Baixa	QBaixa	Normal	QAlta	Alta	SAlta
Variação de Temperatura no Reator ($\Delta^\circ\text{C}$)	Baixa	Fechada	QFechada	QFechada	QFechada	QFechada	Aberta	Aberta
	Normal	Media	QFechada	QFechada	Media	Aberta	QAberta	Aberta
	Alta	Fechada	Fechada	QFechada	Fechada	QAberta	QAberta	Aberta

A ordem de abertura da válvula é crescente e se encontra na ordem: "Fechada", "QFechada", "Media", "QAberta" e "Aberta".

Tabela 10 – Conjunto de regras para controle da válvula de purga do sistema pós-queda de pressão.

		Valor de erro na pressão no reator em valores absolutos (kPa)						
		SBaixa	Baixa	QBaixa	Normal	QAlta	Alta	SAlta
Variação de Temperatura no Reator ($\Delta^{\circ}\text{C}$)	Baixa	Fechada	Fechada	QFechada	QFechada	QFechada	QAberta	Aberta
	Normal	Fechada	Fechada	Fechada	QFechada	Media	Media	Aberta
	Alta	Media	QFechada	Media	QFechada	QFechada	QAberta	Aberta

Com base nessas funções de pertinência, graças à divisão do controlador em duas partes, é possível também elaborar a curva de resposta do sistema de controle do processo. Com base nessas tabelas, é possível gerar as superfícies de resposta do controlador duplo para cada situação, representadas pelas Figuras 16 e 17.

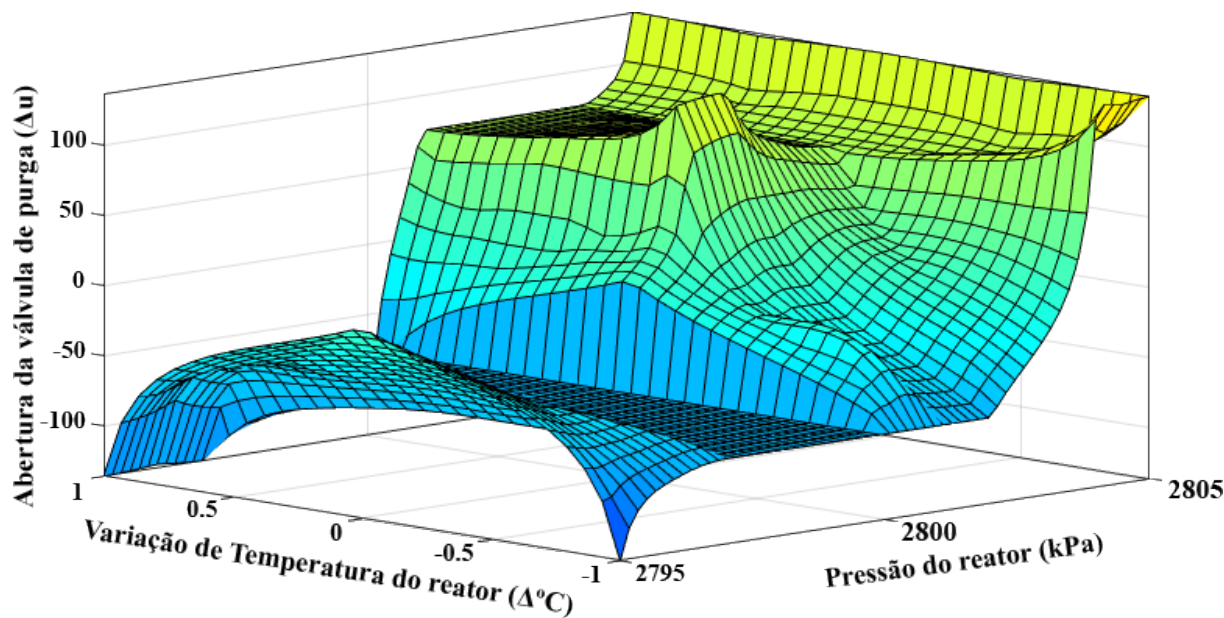


Figura 16 – Superfície de resposta que ilustra o comportamento do controlador *fuzzy* para a válvula de purga para a condição pré-queda de pressão.

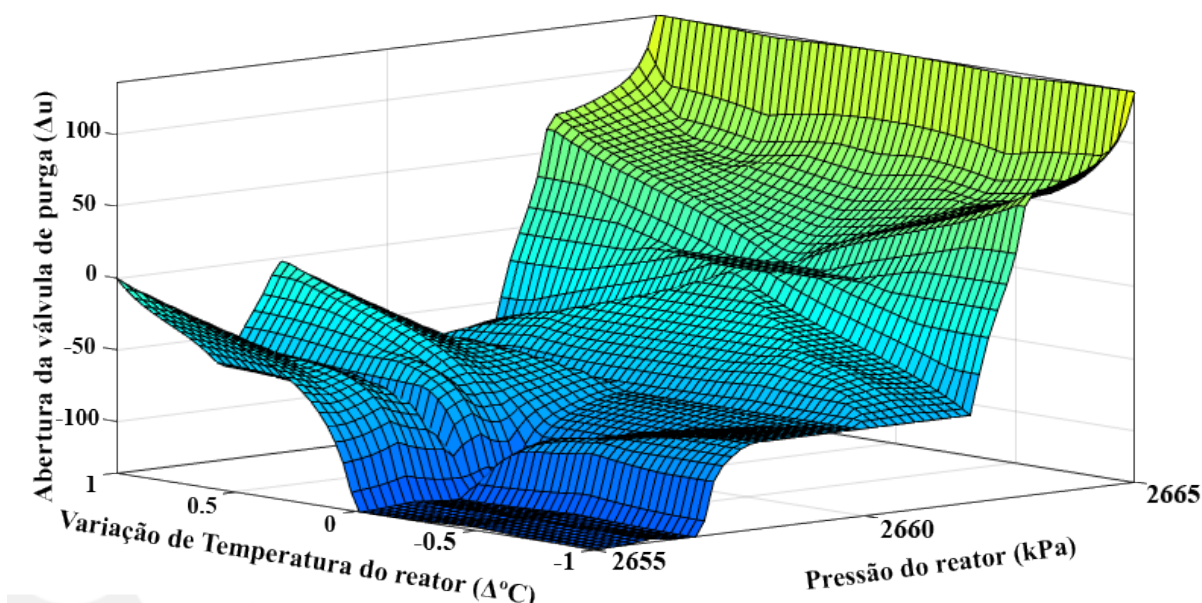


Figura 17 – Superfície de resposta que ilustra o comportamento do controlador *fuzzy* para a válvula de purga para a condição pós-queda de pressão.

A resposta do controlador na válvula de purga é feita de forma mais agressiva quando comparado com a válvula de alimentação do reagente D. Isto porque nesta malha de controle há uma integração do valor de resposta da válvula, gerando assim altos valores de abertura e fechamento. Isto representa, em um sentido físico, uma resposta mais acentuada frente a pequenas variações de entrada.

4.2 Sintonia dos Controladores *Fuzzy*

Após a sintonia do controlador *fuzzy* que atua na válvula de purga, o comportamento do sistema é alterado de tal forma que se faz necessário realizar uma sintonia fina novamente no controlador *fuzzy* que atua na válvula de alimentação de reagente D, em função do acoplamento de malhas, conforme discutido na seção 2.2.1. Esta tarefa foi realizada até se obter os valores de entrada *fuzzy* e diferentes configurações conjunto de regras tabelados na seção 4.1.

O método de ajuste fino adotado foi o algoritmo da busca exaustiva guiado pela heurística, reduzindo assim, a quantidade de valores iniciais da busca. Para a determinação do melhor controlador, o método heurístico de pesquisa em profundidade em relação à pressão foi adotado, este método levou em consideração a redução da integral do erro absoluto da pressão. Durante esta etapa os outros parâmetros possuíam apenas valores limites para consideração.

Após encontrada a melhor opção em relação a pressão, iniciou-se a busca do segundo

parâmetro adotado, a redução de produto de interesse comercial G perdido na purga.

A aplicação da heurística, juntamente com este método apresentado na Figura 5 conseguiu reduzir o indicador da integração do erro da pressão em 42.4% em relação ao valor inicial, bem como também houve uma redução de 8.2% no valor de mols do produto G perdidos na purga.

4.3 Resultados da simulação

4.3.1 Desempenho da simulação

Foram realizados testes de desempenho utilizando o mesmo computador, Informações do sistema no Apêndice A.2, e chegou-se a tempos de simulação muito similares para o mesmo computador. Sendo 49"67 para a simulação utilizando os controladores originais e 49"76 para o controlador *fuzzy*. Como esta diferença é pequena, pode-se afirmar que o uso de controladores *fuzzy* não exigiu maior esforço computacional para simulação.

4.4 Análise de resultados

Após a sintonia dos controladores *fuzzy*, os resultados foram analisados graficamente. A Figura 18 compara os resultados entre os controladores PID originais com o modelo após a substituição pelo *fuzzy* Mamdani.

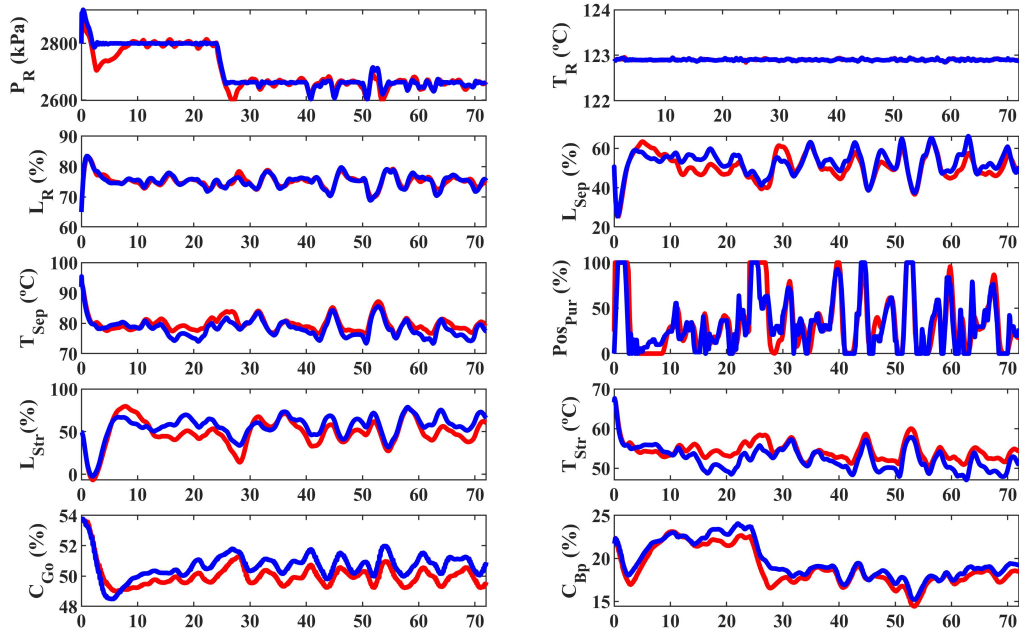


Figura 18 – Comparativo de diversos parâmetros de processo sob controle usando controladores PID com o controlador *Fuzzy*.

Avaliando a Figura 18, da pressão P_R , é possível verificar uma maior estabilidade deste parâmetro utilizando a malha de controle *fuzzy*, tal comportamento pode ser observado também na redução considerável (42.4%) da integração do valor do erro na pressão. Este gráfico demonstra a menor variabilidade que a planta adquiriu em relação a pressão utilizando esta configuração. Esta variabilidade reduzida implica diretamente na segurança industrial.

Nos próximos quatro gráficos da temperatura e níveis do reator e separador, tem-se um comportamento muito similar ao controlador PID proposto por Bathelt, Ricker e Jelali (2015). Esta configuração não representa desvantagem em relação ao controlador PID original, pois os limites operacionais foram respeitados e o sistema consegue realizar o controle de forma similar.

No controle da purga, é possível observar um fenômeno interessante, sendo positivo em um aspecto e negativo em outro. No aspecto positivo, o controlador possui uma resposta mais precisa para a válvula, evitando picos de pressão de forma rápida e eficaz. Isto também evita desperdício de produto, pois ao longo de 72h de simulação, tem-se uma redução de 8,17% no desperdício de G. Em contra-partida, o ponto negativo é que este trabalho extra faz a válvula da purga ser acionada 86.9% mais vezes que a sua situação empregando controlador PID, como pode ser observado na Figura 19.

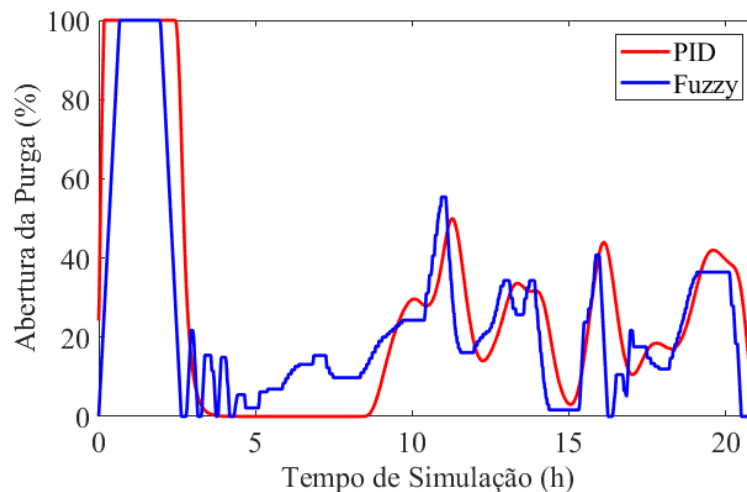


Figura 19 – Comparativo nos instantes iniciais da simulação entre a abertura da purga utilizando a estratégia de controle PID e fuzzy.

A coluna de stripper apresentou também um comportamento interessante. O nível de líquido se manteve mais alto, porém a temperatura se encontrou mais baixa durante a maior parte da operação. Também dentro da zona de segurança operacional, não apresentando risco de transbordamento em nenhum momento do processo.

Com o controlador *fuzzy*, a taxa de produção do produto de interesse comercial G se manteve acima quando comparada a sua versão original PID durante as 72 horas de simulação.

Por fim, é interessante comentar também sobre a concentração de inerte B que é retirado pela válvula de purga. Na simulação com o controlador *fuzzy*, a concentração de inerte que deixa o sistema é maior, implicando em uma válvula mais eficiente para retirada de inerte do sistema.

4.4.1 Indicadores e Resultados

Ao se comparar um conjunto de resultados obtido após a simulação de uma planta industrial, deve-se criar métricas para simplificar a comparação entre diferentes resultados.

Para isso, foram considerados os seguintes indicadores:

- IAE da Temperatura (IAE T);
- IAE da Pressão (IAE P);
- IAE do Nível (IAE L);
- IAE na Produção de produto;
- Desvio de Produção média em %;

- Esforço de Controle Alimentação D;
- Mol de Produto G Perdido na Purga;
- Esforço de Controle da Purga.

Dentre os indicadores listados, vide Figura 5, o IAE de Pressão e o Mol de Produto G perdido na Purga foram os principais parâmetros avaliados. Os outros indicadores serviram como critérios de exclusão da sintonia do controlador, sendo esta sintonia descartada caso os valores de erro dos outros parâmetros tivessem um grande acréscimo em relação ao resultado anterior.

Alguns resultados considerados mais importantes pelo autor são exibidos na Tabela 11.

Tabela 11 – Histórico de resultados dos principais controladores *fuzzy* elaborados.

Abordagem	IAE T	IAE P	IAE Level	IAE Produto (%G)	Desvio de produção média (%G)	Esforço de Controle Alimentação D	Mol perdido na Purga	Esforço de controle da Purga
PID	0.7822	1194	106.4	37.27	0.01%	0.04115	108.4	1.147
Fuzzy 4+29	0.7625	604.8	102.9	88.9	-1.01%	0.03101	111.3	1.585
Fuzzy 4+31	0.7575	595.8	102.5	69.5	-0.73%	0.0304	110.1	1.847
Fuzzy 5+32	0.7426	595.5	100.6	90.07	-1.03%	0.03172	111.9	1.834
Fuzzy 6+36	0.7557	533.1	94.85	136.6	-1.60%	0.03474	117.6	1.8
Fuzzy 7+35	0.9056	687.6	120.3	60.44	0.68%	0.03709	99.54	2.144

A primeira linha da Tabela 11 foi o ponto de partida para a elaboração dos controladores, visto que é o desempenho do TEP com todos os controladores PID originais. Após diversas tentativas de aperfeiçoamento dos controladores *fuzzy* elaborados, chegou-se ao *fuzzy* heurístico intitulado "4+29", onde o primeiro número representa a versão do controlador da válvula de alimentação e segundo, a versão do controle da purga. Para se chegar nessa versão, o algoritmo descrito na Figura 5 foi executado para diferentes configurações do controlador *fuzzy*. O controlador "7+35" foi o controlador escolhido para ser aplicado ao projeto.

Os primeiros controladores projetados, em sua maioria, não controlavam o sistema. Isto ocorria devido a um fenômeno intitulado avalanche térmico conhecido na literatura como *thermal runaway*. Neste processo, as reações químicas exotérmicas são favorecidas com o aumento da temperatura e por sua vez, liberam mais energia e elevam a temperatura do processo. Controladores aplicados em processos onde este fenômeno é possível devem ter sua resposta mais intensa para evitar o fenômeno.

4.4.2 Comportamento Ruidoso

No presente trabalho, não foram analisadas interferências causadas pelo comportamento ruidoso da alimentação nas simulações. Ao se adicionar variáveis aleatórias como um ruído gaussiano nas entradas de reagente de uma planta química, uma análise estatística deverá ser realizada.

Porém, os controladores do tipo *fuzzy* Mamdani velocidade, em geral, apresentam bons resultados quando aplicados em sistemas ruidosos. Segundo [Fonseca et al. \(2013\)](#), os controladores *fuzzy* apresentam pequeno esforço de controle causados por ruídos pois possuem um sinal de resposta suave.

A fim de ilustrar o comportamento destes controladores em um sistema ruidoso, a Figura 20 exibe uma comparação entre o sistema com o ruído ativo e desativo para o TEP.

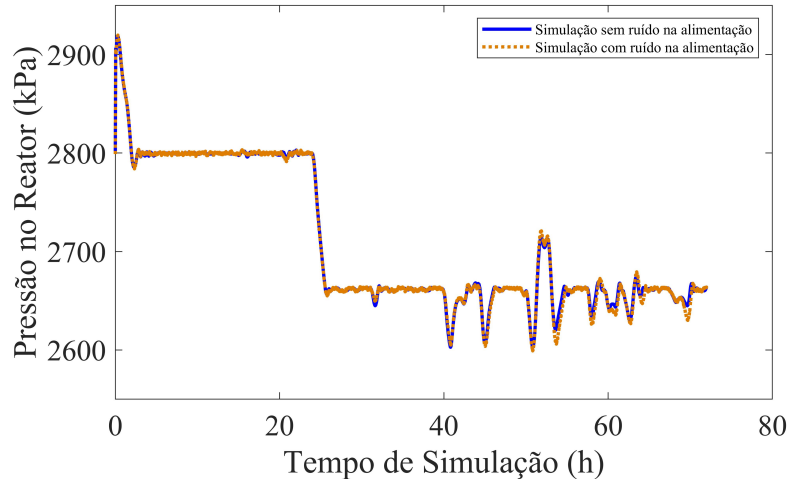


Figura 20 – Comparação utilizando os controladores *fuzzy* entre os sistemas sem ruído e ruidoso para a planta Tennessee Eastman.

É possível observar um comportamento similar entre as duas situações a respeito da variação da pressão do reator. Isto é ocasionado devido a uma característica *fuzzy* do controlador. Onde as abrangentes funções de pertinência de entrada absorvem pequenas variações em torno de um valor numérico.

5 Conclusão

O controle clássico PID está disponível amplamente nas indústrias, porém as diversas ferramentas de controle disponíveis devem ser levadas em consideração quando se observa uma planta industrial de maior complexidade como o caso do TEP. Um bom estudo na aplicação de tecnologias de controle não-lineares deve ser incentivado de modo que processos permaneçam dentro de parâmetros tanto seguros quanto lucrativos. O presente trabalho demonstrou que é possível substituir controladores PID por controladores *fuzzy* em malhas de controle *plantwide*.

Com este trabalho foi possível simular o processo Tennessee Eastman através do *software* programado pelos autores Bathelt, Ricker e Jelali (2015) na simulação no *Simulink/Matlab*[®] e realizar modificação nos controladores chave do processo, a alimentação do reagente D e a válvula de purga.

O modo de operação proposto para a planta levou em consideração características globais do processo e ofereceu um bom cenário de testes para utilização das ferramentas de comparação de desempenho.

Através da ótica de controle *plantwide* utilizando lógica *fuzzy* foi possível reduzir o IAE da pressão em 42.4%, o que implica em menor variabilidade do parâmetro. Além do aumento em segurança, isso implica em um processo mais eficiente, pois com esta controlabilidade mais precisa, é possível ajustar o reator para buscar maiores taxas de conversão, e conseqüentemente, uma maior concentração final do produto de interesse comercial.

Além da melhor controlabilidade da pressão, o controle da purga mostrou-se mais eficiente quando comparado com o controlador PID, rejeitando mais inerte e menos produto. Isto implica em uma vazão de saída mais rica no produto de interesse comercial. Esta melhora, implica em menores desperdícios de matéria prima.

Estes dois resultados conferem um maior potencial de lucratividade à planta, reduzindo custos operacionais à medida que mantêm a pressão melhor controlada com ajuda do controlador não-linear *fuzzy*. Tendo em vista que mesmo em situações de grandes variações de *set point*, a planta permaneceu estável, garantindo a segurança operacional.

6 Sugestões de Trabalhos Futuros

O controle de processos, em especial o controlador *fuzzy*, permite que diferentes estratégias possam ser implementadas a fim de realizar o controle de parâmetros da planta. Existem muitas potenciais formas de melhorar o controle do TEP.

No presente trabalho, dois controladores PID foram substituídos pelos controladores *Fuzzy*. É necessário ainda realizar um estudo sobre quais outras partes do sistema se beneficiariam de uma mudança dos controladores PID por um controle não-linear numa ótica *plantwide*. Como sugestão do autor, a substituição do PID que regula o curso de abertura da válvula de alimentação do reagente C em conjunto com a válvula de D poderá apresentar bons resultados.

A presença do reagente C nas duas equações do TEP (2.1 e 2.2), implica em grande influência deste reagente na concentração final dos produtos comerciais G e H.

A simulação dos autores Böhner, Santacoloma e Huusom (2019) do trabalho original proposto por Downs e Vogel (1993) apresentam uma sintonia de controladores PID levando em consideração as malhas de controle existentes.

Ao se realizar a introdução de um novo controlador, todo o sistema é modificado. Sendo necessário realizar uma verificação da necessidade de reavaliar a sintonia dos controladores existentes. No presente trabalho a sintonia dos autores para os PIDs existentes foi mantida, o que poderá levar o controle da planta a uma situação subótima.

Para a realização do sistema de controle, o controlador do tipo *Fuzzy* Mamdani foi utilizado. Neste tipo de controlador, regras são determinadas pelo projetista conforme o conhecimento deste sobre o problema. Porém, mesmo dados de um especialista são passíveis de possuir margem de erro (FAIZI et al., 2020). Neste trabalho é utilizado o algoritmo esquematizado na Figura 5, no entanto esta aplicação somente conduz o projetista a condição de ótimo local. Para realizar a busca das regras que levam o sistema ao controle ótimo, diversas técnicas, como o enxame de partículas (NOBILE et al., 2018) podem ser utilizadas.

Ao se observar a proposta original dos autores Downs e Vogel (1993), é possível verificar que a válvula de reciclo é mantida com um valor constante para facilitar a elaboração de uma estratégia de controle. Porém, um estudo sobre como a válvula de reciclo afeta o sistema e uma estratégia de controle pertinente pode incrementar a eficiência da planta.

Referências

- AHMADI, M. H. E. et al. Development of genetically tuned fuzzy dynamic model for nonlinear dynamical systems: Application on reaction section of tennessee eastman process. *Scientia Iranica*, Sharif University of Technology, v. 25, n. 6, p. 3381–3390, 2018.
- BÄHNER, F.; SANTACOLOMA, P.; HUUSOM, J. Assessment of the plantwide control structure in a pectin production plant. *IFAC-PapersOnLine*, Elsevier, v. 52, n. 1, p. 251–256, 2019.
- BATHELT, A.; RICKER, N. L.; JELALI, M. Revision of the tennessee eastman process model. *IFAC-PapersOnLine*, Elsevier, v. 48, n. 8, p. 309–314, 2015.
- BEREZOWSKI, M. Chaos predictability in a chemical reactor. *International Journal of Bifurcation and Chaos*, World Scientific, v. 30, n. 11, p. 2050221, 2020.
- CAO, Y.; SAHA, P. Improved branch and bound method for control structure screening. *Chemical engineering science*, Elsevier, v. 60, n. 6, p. 1555–1564, 2005.
- CARDOSO, A. d. O. et al. Otimização descentralizada coordenada aliada a estratégias de controle plantwide para o controle de processos químicos. Universidade Federal de São Carlos, 2016.
- DENG, Z.; QUAN, C.; DUAN, F. A robust fault diagnosis approach for large-scale production process. *Measurement*, Elsevier, p. 108737, 2020.
- DOWNS, J. J.; VOGEL, E. F. A plant-wide industrial process control problem. *Computers & chemical engineering*, Pergamon, v. 17, n. 3, p. 245–255, 1993.
- FAANES, A.; SKOGESTAD, S. Buffer tank design for acceptable control performance. *Industrial & engineering chemistry research*, ACS Publications, v. 42, n. 10, p. 2198–2208, 2003.
- FAIZI, S. et al. A new method to support decision-making in an uncertain environment based on normalized interval-valued triangular fuzzy numbers and comet technique. *Symmetry*, MDPI, v. 12, n. 4, p. 516, 2020.
- FILONOV, P.; KITASHOV, F.; LAVRENTYEV, A. Rnn-based early cyber-attack detection for the tennessee eastman process. *arXiv preprint arXiv:1709.02232*, 2017.
- FONSECA, R. R. et al. A fuzzy-split range control system applied to a fermentation process. *Bioresource technology*, Elsevier, v. 142, p. 475–482, 2013.
- GERA, V. et al. Economic plantwide control of the cumene process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, ACS Publications, v. 52, n. 2, p. 830–846, 2013.
- GODOY, R. Juliani Correa de; GARCIA, C. Plantwide control: a review of design techniques, benchmarks, and challenges. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, ACS Publications, v. 56, n. 28, p. 7877–7887, 2017.

- HASHIMOTO, T. et al. Controlling the production load of a vinyl acetate monomer plant by deep reinforcement learning. In: . [S.l.: s.n.], 2021.
- JENG, J.-C. Data-based tuning of pid controllers: a combined model-reference and vrft method. In: *PID Control for Industrial Processes*. [S.l.]: IntechOpen, 2018.
- JHA, A.; OKORAFOR, O. C. Optimal plantwide process control applied to the tennessee eastman problem. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, ACS Publications, v. 53, n. 2, p. 738–751, 2014.
- JUNG, S.; KIM, S. su. Hardware implementation of a real-time neural network controller with a dsp and an fpga for nonlinear systems. *IEEE Transactions on Industrial Electronics*, IEEE, v. 54, n. 1, p. 265–271, 2007.
- KAVOURAS, A. et al. Steady states for chemical process plants: A legacy code, time-stepping approach. *AIChE Journal*, Wiley Online Library, v. 59, n. 9, p. 3308–3321, 2013.
- KONDA, N. M.; RANGAIAH, G.; KRISHNASWAMY, P. Plantwide control of industrial processes: An integrated framework of simulation and heuristics. *Industrial & engineering chemistry research*, ACS Publications, v. 44, n. 22, p. 8300–8313, 2005.
- KOTTAKKI, K. K.; BHUSHAN, M.; BHARTIYA, S. Unconstrained nonlinear state estimation for tennessee eastman challenge process. *IFAC-PapersOnLine*, Elsevier, v. 50, n. 1, p. 12919–12924, 2017.
- KOVACIC, Z.; BOGDAN, S. *Fuzzy controller design: theory and applications*. [S.l.]: CRC press, 2018.
- LARSSON, T. Studies on plantwide control. *Department of Chemical Engineering Norwegian University of Science and Technology*, 2000.
- LEBUKAN, D. E.; WARDANA, A. N.; EFFENDY, N. Implementation of plant-wide pi-fuzzy controller in tennessee eastman process. In: IEEE. *2019 International Seminar on Application for Technology of Information and Communication (iSemantic)*. [S.l.], 2019. p. 450–454.
- LINNHOF, B.; HINDMARSH, E. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, Elsevier, v. 38, n. 5, p. 745–763, 1983.
- LUYBEN, M. L.; TYREUS, B. D.; LUYBEN, W. L. Plantwide control design procedure. *AIChE journal*, Wiley Online Library, v. 43, n. 12, p. 3161–3174, 1997.
- MAMDANI, E. H. Application of fuzzy algorithms for control of simple dynamic plant. In: IET. *Proceedings of the institution of electrical engineers*. [S.l.], 1974. v. 121, n. 12, p. 1585–1588.
- MORUD, J.; SKOGESTAD, S. Effects of recycle on dynamics and control of chemical processing plants. *Computers & chemical engineering*, Elsevier, v. 18, p. S529–S534, 1994.
- NGUYEN, T. K. et al. A design method for the integration of heat and control in a process of toluene hydrodealkylation. In: IOP PUBLISHING. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. [S.l.], 2020. v. 778, n. 1, p. 012073.

- NOBILE, M. S. et al. Fuzzy self-tuning pso: A settings-free algorithm for global optimization. *Swarm and evolutionary computation*, Elsevier, v. 39, p. 70–85, 2018.
- PATLE, D. S.; AHMAD, Z.; RANGAIAH, G. Plantwide control of biodiesel production from waste cooking oil using integrated framework of simulation and heuristics. *Industrial & engineering chemistry research*, ACS Publications, v. 53, n. 37, p. 14408–14418, 2014.
- RICKER, N. L. *Tennessee Eastman Challenge Archive*. Acessado em 27/05/2022. 2022. Disponível em: <<https://depts.washington.edu/control/LARRY/TE/download.html>>.
- RICKER, N. L.; LEE, J. Nonlinear model predictive control of the tennessee eastman challenge process. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier, v. 19, n. 9, p. 961–981, 1995.
- SIMÕES, M. G.; SHAW, I. S. *Controle e modelagem fuzzy*. [S.l.]: Editora Blucher, 2007.
- SKOGESTAD, S. Plantwide control: The search for the self-optimizing control structure. *Journal of process control*, Elsevier, v. 10, n. 5, p. 487–507, 2000.
- SOARES, R. F.; GONÇALVES, E. N. Síntese de controladores pi esparsos baseada em otimizacao nao linear para sistemas multivariaveis nao-quadrados. 2018.
- STEPHANOPOULOS, G. Synthesis of control systems for chemical plants a challenge for creativity. *Computers & chemical engineering*, Elsevier, v. 7, n. 4, p. 331–365, 1983.
- TAN, K.; HUANG, S.; FERDOUS, R. Robust self-tuning pid controller for nonlinear systems. *Journal of process control*, Elsevier, v. 12, n. 7, p. 753–761, 2002.
- TIAN, Z.; HOO, K. A. Multiple model-based control of the tennessee- eastman process. *Industrial & engineering chemistry research*, ACS Publications, v. 44, n. 9, p. 3187–3202, 2005.
- UPRETI, S. R. A new robust technique for optimal control of chemical engineering processes. *Computers & chemical engineering*, Elsevier, v. 28, n. 8, p. 1325–1336, 2004.
- VASUDEVAN, S. et al. Application and evaluation of three methodologies for plantwide control of the styrene monomer plant. *Industrial & engineering chemistry research*, ACS Publications, v. 48, n. 24, p. 10941–10961, 2009.
- WU, H.; ZHAO, J. Self-adaptive deep learning for multimode process monitoring. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier, v. 141, p. 107024, 2020.
- YATAK, M. Ö.; ŞAHİN, F. Ride comfort-road holding trade-off improvement of full vehicle active suspension system by interval type-2 fuzzy control. *Engineering Science and Technology, an International Journal*, Elsevier, v. 24, n. 1, p. 259–270, 2021.
- ZAMBIASI, S. P. *Inteligencia Artificial (Metodos de Busca)* Acessado em 18/07/2022. 2010. Disponível em: <<https://www.gsigma.ufsc.br/~popov/aulas/ia/>>.
- ZHANG, L. et al. Generalized transformer in fault diagnosis of tennessee eastman process. *Neural Computing and Applications*, Springer, p. 1–11, 2022.

A Apêndice

Para a simulação utilizada neste trabalho, o software provido por [Ricker \(2022\)](#) é utilizado, com suas equações fenomenológicas descritas no artigo do [Bathelt, Ricker e Jelali \(2015\)](#). As equações apresentadas neste apêndice foram utilizadas pelo autor somente para o aprimoramento do conhecimento especialista sobre o reator da planta.

A.1 Equações Fenomenológicas

No reator CSTR adotado pode ser observado um sistema bifásico onde líquido e vapor coexistem na situação de equilíbrio. Para realizar o cálculo da pressão de vapor de um dado componente, é utilizada a equação de Antoine. Representada através da Equação [A.1](#).

$$P_{j,vap.} = \exp \left(A_j + \frac{B_j}{C_j + T} \right) \quad (\text{A.1})$$

Sendo $P_{j,vap.}$ a pressão de vapor do componente j em Pascal e T a temperatura em graus Celsius. Os valores de A, B e C foram obtidos a partir do *software* Fortran cedido por [Downs e Vogel \(1993\)](#) vide Tabela 12.

Tabela 12 – Coeficientes da equação de Antoine para componentes condensáveis. Adaptado de [Downs e Vogel \(1993\)](#).

Componente	A	B	C
F	21,24	-2114	265,5
G	21,32	-2748	232,9
H	22,10	-3318	249,6

Para o cálculo da pressão parcial de cada componente no sistema tem-se a equação de Raoult que está representada na Equação [A.2](#).

$$P_{y_j} = P^* x_j \quad (\text{A.2})$$

Sendo P_{y_j} a pressão parcial do componente j no sistema, P^* a pressão em equilíbrio de vapor do componente j e x_j a sua fração molar na mistura.

O balanço para cada componente dentro do reator pode ser resumido a partir da Equação [A.3](#).

$$\frac{d(V_{vap.} * C_j)}{dt} = y_{j,E}F_E - y_{j,S}F_S + \sum R(T)_j C_j V_{vap.} \quad (A.3)$$

Sendo F o fluxo mássico de vapor, y a fração de componente j no vapor, $R(T)_j$ o valor da taxa de reação em função da temperatura e $V_{vap.}$ o volume ocupado pelo vapor no reator.

Para o sistema reacional, as taxas de reação das reações citadas em 2.1, 2.2, 2.3 e 2.4 são respectivamente descritas a partir das equações A.4, A.5, A.6 e A.7. Todas as equações de taxa de reação do reator foram obtidas através da modelagem do reator descrita no artigo dos autores Tian e Hoo (2005).

$$R(T)_1 = \exp(\beta_1) V_{vap.} P_A^{\alpha_1} P_C^{\alpha_2} P_D \exp(-E_1/RT) \quad (A.4)$$

$$R(T)_2 = \exp(\beta_2) V_{vap.} P_A^{\alpha_1} P_C^{\alpha_2} P_E \exp(-E_2/RT) \quad (A.5)$$

$$R(T)_3 = \exp(\beta_3) V_{vap.} P_A P_E \exp(-E_3/RT) \quad (A.6)$$

$$R(T)_4 = \exp(\beta_4) V_{vap.} P_D \exp(-E_4/RT) \quad (A.7)$$

Sendo β_n e E_n constantes determinadas pelos autores Downs e Vogel (1993) e extraídas através do código em Fortran original e $P_j, j = A, B, C, \dots$ a pressão parcial do componente na fase vapor.

Para os sistemas de separadores e coluna de stripper, uma modelagem fenomenológica considerando o balanço de massa, energia e relações termodinâmicas no equilíbrio podem ser encontrada no artigo dos autores Tian e Hoo (2005).

A.2 Configurações do Computador Utilizado

Processador: Ryzen 7 1800x 3.6Ghz (4.0GHz Turbo), 8-Cores 16-Threads;

Memória: 16GB RAM DDR4, 8/8 Dual Channel

Sistema Operacional: Windows 10 (Sistema operacional de 64 bits)