

CENTRO DE TECNOLOGIA DA INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA SENAI: CENTRO DE TECNOLOGIA DA
INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL

Juliana Figueira Mansur

SINTONIA DE MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DE VASO DESAERADOR DO SISTEMA DE INJEÇÃO
DE ÁGUA EM RESERVATÓRIOS DE PETRÓLEO

Rio de Janeiro

2022

Juliana Figueira Mansur

SINTONIA DE MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DE VASO DESAERADOR DO SISTEMA DE INJEÇÃO
DE ÁGUA EM RESERVATÓRIOS DE PETRÓLEO

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

Orientador(a): Alex Vazzoler

Coorientador(a): Tanise Mori Flores

Rio de Janeiro

2022

Exemplo:

Ficha Catalográfica

Cutter (n. do autor)	n. autor	<u>Mansur, Juliana Figueira Mansur.</u> Sintonia de malha de controle de nível de vaso desaerador do sistema de injeção de água em reservatórios de petróleo / Juliana Figueira Mansur. 2022. entrega. nº. f. : il. Orientador(a): Alex Vazzoler Coorientador(a): Tanise Mori Flores Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química, <u>Rio de Janeiro</u> , 2022. 1. <u>Simulação de malha de controle</u> . 2. Controle de nível. 3. Desaradora. 4. Xcos-Scilab . 5. PID. I. Título.		
		<table border="1"><tr><td>Número de classificação do assunto</td><td>→ CDD</td></tr></table>	Número de classificação do assunto	→ CDD
Número de classificação do assunto	→ CDD			

Juliana Figueira Mansur

**SINTONIA DE MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DE VASO
DESAERADOR DO SISTEMA DE INJEÇÃO DE ÁGUA EM
RESERVATÓRIOS DE PETRÓLEO**

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

Aprovada em: 01 de dezembro de 2022.

Aprovado por:

Orientador: Alex Vazzoler, SENAI CETIQT

Coorientador: Tanise Mori Flores, SENAI CETIQT

Banca Examinadora:

Gesner Andrade Nery Junior, Mestre, Petrobras

Natália Ney Lyrio, Mestre, Petrobras

Rodrigo Curvelo dos Santos, Mestre, SENAI CETIQT

Rio de Janeiro

2022

Este trabalho é dedicado a Ana Maria de Hollanda e Vasconcellos (in memorian), professora da Universidade Federal do Rio de Janeiro, por toda dedicação e empenho contribuindo de forma significativa em minha formação acadêmica, profissional e pessoal. Seus ensinamentos perdurarão em mim por toda eternidade.

AGRADECIMENTOS

Ao universo, por sempre conspirar para que eu viva as experiências mais desafiadoras possíveis, que contribuem para minha evolução não só profissional, mas também espiritual.

Aos professores do SENAI por todo ensinamento.

À professora Tanise por aceitar o desafio de me orientar nesse trabalho final e por ter sido tão fundamental no meu processo de compreensão de muitos conceitos teóricos da engenharia química.

Ao professor Alex por ser incansável e “remar” ao meu lado até encontrar um final feliz para essa história.

Ao, Gesner, meu querido amigo de profissão, que pacientemente me orientou informalmente nesse trabalho e que a cada dia contribui para meu desenvolvimento profissional.

À minha família, por estar sempre ao meu lado, me dando todo suporte e me mantendo no “trilho” para que eu consiga atingir meus objetivos.

Às minhas queridas amigas de profissão para a vida, Gabriela, Natália e Sandra, que contribuíram imensamente para minha formação na engenharia química, mesmo antes de minha entrada no SENAI. Vocês me inspiraram como profissionais e me incentivaram a retornar às salas de aula.

*(O caminho da verdadeira vitória é sempre árduo e cheio de surpresas desafiadoras que
determinarão o desenvolvimento de nossos potenciais inatos, garantindo a evolução do nosso
espírito eterno)*

Luiz Gasparetto

RESUMO

Este trabalho tem como objetivo estudar métodos de sintonia de controladores PID para o controle de nível do sistema de desaeração que faz parte do tratamento da água injetada em reservatórios de petróleo. A estabilidade desse processo pode reduzir as variações de parâmetros como vazão e pressão nos sistemas a jusante da desaeradora e reduzir as paradas do sistema, contribuir para a otimização da produção por meio do aumento da eficiência operacional. Quando o sistema é submetido a uma perturbação externa (como, por exemplo, uma variação da vazão de alimentação de água para a desaeradora), a malha de controle atua para corrigir e retornar o nível para a faixa desejada, evitando extrapolar o range pré-definido como normal de operação. extrapola o range pré-definido como normal de operação. O estudo de métodos de sintonia do controlador PID aplicado a esse processo permitiu demonstrar que o sistema de controle de nível é um processo integrador. O método de Ziegler-Nichols em malha fechada mostrou a maior variabilidade, quando comparado com o método de Tyreus-Luyben, que também utiliza o ganho crítico como base fundamental para definição dos parâmetros de sintonia do controlador. A comparação entre os métodos Ziegler-Nichols, Tyreus-Luyben, SIMC- 1ª ordem, SIMC integrador com atraso, IAE, ITAE e H. Teixeira mostrou que o método SIMC-integrador com atraso e H. Teixeira apresentaram melhor desempenho considerando os critérios utilizados nessa avaliação.

Palavras-chave: Simulação de malha de controle, Controle de nível, Desaeradora, Xcos-Scilab, PID.

ABSTRACT

This work aims studying tuning methods for PID controllers for level control the deaeration tower, which is part of the treatment of water injected in oil reservoirs. The stability of this process can reduce variations in parameters such as flow and pressure in the systems downstream of the deaerator. It can also reduce system shutdown, contributing to the optimization of production by increasing operational efficiency. When the system is subjected to an external disturbance (such as, for example, a variation in the water supply flow to the deaerator), the control loop acts to correct and return the level to the desired range, preventing it from going beyond the predefined range as normal operation. The study of PID controller tuning methods applied to this process demonstrated that the level control system is an integrating process. The closed-loop Ziegler-Nichols method showed greater variability when compared to the Tyreus-Luyben method, which also uses the critical gain as a fundamental basis for defining the controller tuning parameters. The comparison between the Ziegler-Nichols, Tyreus-Luyben, SIMC- First-order, SIMC integrating with lag, IAE, ITAE and H.Teixeira methods showed that the SIMC- integrating with lag and H. Teixeira method presented the best performance considering the criteria used in this evaluation.

Keywords: Control loops simulation, control of level, deaeration, Xcos-Scilab, PID.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Consumo de fontes energéticas renováveis e não renováveis no ano de 2019	21
Figura 2 - Esquema simplificado de um tratamento de água de injeção.....	25
Figura 3 – Desaeradora a vácuo de três estágios	29
Figura 4 - Controle de nível de vaso	36
Figura 5 - Válvula de controle e os componentes básicos	38
Figura 6 - Curvas de características inerentes das válvulas	39
Figura 7 - Estratégias de controle de vazão com bombas	40
Figura 8 - Elementos de um diagrama de bloco	43
Figura 9 -Regras algébricas aplicadas ao digrama de blocos.....	44
Figura 10 - Diagrama de malha de controle de nível com manipulação da vazão de saída	46
Figura 11- Diagrama de blocos da malha de controle de nível da desaeradora.....	56
Figura 12 - Resposta da malha com o ganho do controlador igual ao ganho final (Scilab 6.1.1 – Xcos).....	57
Figura 13 - Resposta sintonia do controlador por Ziegler e Nichols	57
Figura 14- Comparação dos métodos de sintonização por ganho crítico	59
Figura 15 - Diagrama de bloco para teste em malha aberta.....	60
Figura 16 - Resposta ao degrau em malha aberta	60
Figura 17 - resposta ao ponto de ajuste do <i>setpoint</i> em malha fechada	61
Figura 18- Comparação dos métodos de sintonização do controlador	63

LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Dados Folha de dados da válvula de <i>overboard</i>	49
Tabela 2 - Métodos de sintonia de controle Ziegler-Nichols.....	50
Tabela 3 - Métodos de sintonia de controle Tyreus-Luybens.....	50
Tabela 5 - Métodos SICM (Skogestad-IMC)	52
Tabela 6 - Constantes para cálculos dos parâmetros de sintonia pelos métodos IAE e ITAE .	53
Tabela 7- Cálculos de ganho da função de transferência.....	56
Tabela 8 - Sintonia do controlador PI por Ziegler-Nichols, Tyreus-Luyben.....	58
Tabela 9 - Cálculos de parâmetros pelo procedimento de ajuste do <i>setpoint</i> em malha fechada	61
Tabela 10 - Parâmetros sintonia SIMC, ITA e ITAE	62
Tabela 11 - Comparação entre as diferentes sintonizações para o controlador de nível	66

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Lista de variáveis

Quadro 2 - Cálculos dos parâmetros para sintonia SIMC

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

EPE	Empresa de Pesquisa Energética
CETIQT	Centro de Tecnologia da Indústria Química e Têxtil
SENAI	Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial
ASTM	<i>American Society for Testing and Materials</i>
URS	Unidade de demação de sulfato
SDI	<i>Silt Density Index</i>
PSM	Processo de separação por membranas
NF	Nanofiltração
CLP	Controlador Lógico Programável
NEMA	<i>Nacional Electrical Manufactures Association</i>
SDCD	Sistema Digital de Controle Distribuído
IHM	Interface Homem/Máquina
P	Proporcional
PI	Proporcional Integrativo
PD	Proporcional Derivativo
PID	Proporcional Integrativo Derivativo
FCI	<i>Fluid Controls Institute</i>
SP	<i>Setpoint</i>
IAE	Integral do valor absoluto do erro
ITAE	Integral do produto do tempo pelo valor absoluto do erro
SIMC	<i>Internal Model Control de - Skogestad</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

$\dot{m}_{en}$	Vazão mássica na entrada da coluna desaeradora
F_{en}	Vazão volumétrica na entrada da coluna desaeradora
$\dot{m}_R$	Vazão mássica no reciclo
F_R	Vazão volumétrica no reciclo
$\dot{m}_{ov}$	Vazão mássica descartada (<i>overboard</i>)
F_{ov}	Vazão volumétrica descartada (<i>overboard</i>)
$\dot{m}_{in}$	Vazão mássica injetada nos poços
F_{in}	Vazão volumétrica injetada nos poços
h	Altura(nível) de água no tanque
K_v	Ganho da válvula de descarte (<i>overboard</i>)
K_u	Ganho do processo
K_T	Ganho do transmissor
K	Ganho do processo
A	Área da seção transversal
D_c	Diâmetro da coluna desaeradora
$y(t)$	variável de saída
$x(t)$	variável de entrada
c	Constante
$Y(t)$	variável de desvio
$y(t)$	valor total da variável
K_v	Ganho da válvula
τ_v	constante de tempo da válvula
$M(s)$	sinal de saída do controlador
$C(s)$	sinal do transmissor
df	variação total de vazão
dm	variação total do controlador
$h_{m\acute{a}x}$	limite máximo do transmissor de nível do vaso
$h_{m\acute{i}n}$	limite mínimo do transmissor de nível do vaso
K_T	ganho do transmissor
T_u	período crítico
K_u	ganho crítico
θ	tempo morto
K	ganho da planta
τD	Tempo Derivativo
τI	Tempo Integral

τ_1	Constante de tempo do processo
t_p	Tempo desde a alteração do ponto de ajuste até atingir o primeiro pico
Δy_p	diferença na saída máxima correspondente
Δy_u	diferença de saída no primeiro <i>undershoot</i>
Δy_s	diferença de <i>setpoint</i>
Δy_∞	diferença de saída do estado estacionário
M_e	Vazão mássica entrada do vaso
M_s	Vazão mássica saída do vaso
m_e	Massa de entrada na desaeradora
m_s	Massa de saída da desaeradora

SUMÁRIO

1. CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO	18
1.1. INTRODUÇÃO	18
1.2. OBJETIVOS	18
1.2.1. Objetivo Geral	18
1.2.2. Objetivos Específicos	19
1.3. JUSTIFICATIVA	19
1.4. DELIMITAÇÃO	19
2. CAPÍTULO 2 – REVISÃO DA LITERATURA	20
2.1. MATRIZ ENERGÉTICA	20
2.2. A TRAJETÓRIA DA INDÚSTRIA DO PETRÓLEO	21
2.3. PETRÓLEO	23
2.4. INJEÇÃO DE ÁGUA	25
2.4.1. Pré-Tratamento	26
2.4.2. Unidade de Remoção de Sulfato (URS)	26
2.4.3. Desaeração	28
2.4.3.1. Desaerador a vácuo	28
2.5. MONITORAMENTO E CONTROLE DE PROCESSO	29
2.6. MALHA DE CONTROLE E SINTONIA	32
2.6.1. Controlador PID	33
2.6.2. Critérios de desempenho	34
2.6.3. Controle de Nível	35
2.6.4. Atuadores	37
2.6.4.1. Válvulas de Controle	37
2.6.4.2. Bombas	39
2.6.5. Representação de Modelos Dinâmicos – Diagrama De Blocos	41
3. CAPÍTULO 3 – METODOLOGIA	45

3.1. VOLUME DE CONTROLE, PREMISSAS E VARIÁVEIS DO PROCESSO	45
3.2. MODELAGEM MATEMÁTICA.....	48
3.3. SINTONIZAÇÃO DO CONTROLADOR	50
3.4. CRITÉRIOS DE AVALIAÇÃO	54
4. CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	55
5. CAPÍTULO 5 – CONCLUSÃO	67
5.1. CONCLUSÃO	67
5.2. SUGESTÕES FUTURAS.....	67
REFERÊNCIAS	68

1. CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1. INTRODUÇÃO

Com a evolução industrial observa-se, desde os anos 50, o surgimento de novas tendências tecnológicas com objetivo de aumentar a competitividade de mercado. O monitoramento e controle de variáveis de processos, através da automação industrial, é uma ferramenta que surgiu com objetivo de tornar os processos cada vez mais otimizados, flexíveis e seguros, além de permitir o controle da qualidade de produtos de forma mais eficiente (SMITH e CORRIPIO, 2008).

Na indústria petrolífera, a aplicação de técnicas de controle e automação industrial é largamente empregada no controle de variáveis de processo: vazão, pressão, temperatura e nível de vasos, entre outros. A função fundamental do controle de processo é ajustar a variável manipulada para manter a variável controlada em um valor desejável mesmo quando ocorrer uma perturbação externa, visando aumentar a confiabilidade do sistema, reduzir custos de produção, aumentar a qualidade dos produtos e aumentar o foco em segurança do trabalho (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Nesse trabalho será abordada a problemática do controle de nível de uma torre de desaeração a vácuo do sistema de tratamento de água para injeção em reservatórios de petróleo. Esse sistema constitui um dos métodos de recuperação secundária que permite a elevação artificial de petróleo em poços “maduros”. Através da injeção de água no reservatório é possível manter a sua pressurização e recuperação do óleo mesmo após a exaustão da sua energia natural (THOMAS *et al.*, 2004).

1.2. OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo Geral

O presente estudo visa comparar diferentes técnicas para sintonia de controladores PID para sintonia de malha de controle de nível do processo de desaeração pertencente ao sistema de tratamento de água para injeção em reservatórios de petróleo.

1.2.2. Objetivos Específicos

- Descrever o sistema de tratamento de água para injeção em reservatórios de petróleo;
- Analisar a sintonia de um caso hipotético de controlador PID de nível para desaeradora a vácuo;
- Definir o modelo para o controle de nível proposto;
- Avaliar métodos e propor parâmetros para sintonia de malha aplicáveis ao processo de controle de nível;
- Testar a sintonia e identificar o método que apresentou o melhor desempenho.

1.3. JUSTIFICATIVA

O ajuste da malha de controle de nível do vaso de desaeração permite a estabilidade do processo reduzindo as variações de parâmetros como vazão e pressão nos sistemas a jusante da desaeradora. A estabilidade do processo reduz as paradas do sistema e contribui para a otimização da produção aumentando a eficiência operacional.

1.4. DELIMITAÇÃO

Este trabalho limita-se a avaliação do sistema de controle de nível da unidade de desaeração a vácuo utilizado em uma planta de tratamento de água para injeção em poços produtores de óleo. Portanto, a descrição do sistema de injeção de água se restringirá ao tratamento convencional da água do mar.

2. CAPÍTULO 2 – REVISÃO DA LITERATURA

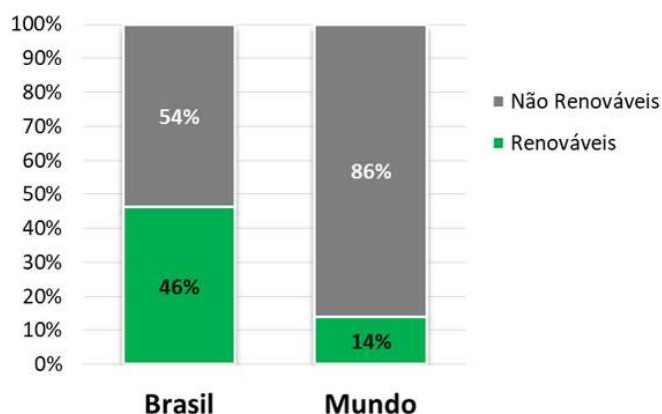
2.1. MATRIZ ENERGÉTICA

As fontes energéticas podem ter diversas origens e por isso são classificadas como renováveis e não renováveis. As fontes renováveis são consideradas inesgotáveis e são renovadas continuamente ao serem consumidas. Podemos citar os seguintes exemplos de fontes renováveis de energia: solar, eólica, hídrica, geotérmica, biomassa e oceânica. Essas fontes podem apresentar variação na geração de energia ao longo do dia ou do ano. Uma das características mais importantes dessas fontes energéticas é a baixa emissão de gases de efeito estufa quando comparada a fontes fósseis. Já as fontes de energia não renováveis são finitas, a reposição na natureza é um processo que depende de condições de pressão e temperatura específicas e demora milhões de anos. Como exemplo de fontes não renováveis de energia podemos citar: carvão mineral, gás natural, petróleo e nuclear (EPE, 2022).

Apesar do aumento crescente em investimentos nas fontes renováveis de energia, a maior parte da energia consumida no mundo é de fonte não renovável em função do seu alto rendimento e preços mais atrativos. Porém, essas fontes energéticas são responsáveis por grande parte da emissão de gases do efeito estufa para a atmosfera, o que gera uma grande preocupação na sociedade em função do seu impacto no clima global.

Dentre as principais fontes energéticas, o petróleo se destaca na história, representando cerca de 31% da matriz energética mundial (IEA, 2021). A Figura 1 apresenta a comparação entre o consumo de energia de fontes renováveis e não renováveis no Brasil e no Mundo para o ano de 2019. No Brasil observa-se um equilíbrio, as fontes renováveis já atingem 46% (EPE, 2022).

Figura 1- Consumo de fontes energéticas renováveis e não renováveis no ano de 2019



Fonte: EPE (2022)

2.2. A TRAJETÓRIA DA INDÚSTRIA DO PETRÓLEO

A partir dos séculos XVII e XVIII, com a Revolução Industrial iniciada na Inglaterra e disseminada para outras regiões da Europa e Américas, ocorreram profundas mudanças sociais, tecnológicas, econômicas e culturais. A sociedade passou de rural a urbana. A água, o vento e a lenha foram substituídos por combustíveis fósseis nas fábricas. A transição do uso de ferramentas manuais por máquinas permitiu a produção em larga escala e o desenvolvimento econômico, surgindo uma nova forma de capitalismo, chamada de capitalismo industrial, que tinha como princípios uma maior produtividade e a sofisticação dos meios de produção (MCLAMB, 2011; 2013; CURI, 2011).

Além de transformações econômicas, a era industrial causou transformações sociais e ambientais como as que Curi (2011) descreve no trecho citado abaixo:

“Iniciada na Inglaterra, a Revolução Industrial foi um divisor de águas na história da humanidade. Ela transformou artesãos em proletários, ambientes domesticados em artificiais, subsistência em salário, imprimindo uma drástica mudança na organização social. Além das transformações socioeconômicas, a Revolução Industrial também intensificou problemas ambientais, acelerando a extração dos recursos naturais.

A introdução das máquinas nas fábricas modificou profundamente as relações de trabalho. O artesão antes independente, tornou-se assalariado e perdeu o controle sobre o fruto dos seus esforços. Crianças, mulheres e homens amontoavam-se nas indústrias sob condições desumanas. A ganância dos poderosos parecia não ter limites, atropelando questões sociais e ambientais. Aliás, os donos das indústrias pouco se importavam com esses temas: eles eram apenas entraves ao progresso” (CURI, 2011, p. 21).

O petróleo é um combustível fóssil que já era conhecido na antiguidade, os egípcios já utilizavam derivados de petróleo para fazer a união de rochas das pirâmides e para o

embalsamar os mortos. Os incas e astecas também já conheciam o petróleo e o usavam para a pavimentar estradas. Porém a exploração e produção de petróleo só foi intensificada no final do século XIX, quando parte da energia consumida era oriunda do óleo de baleia. A gordura desses mamíferos era extraída e utilizada para produção de óleo de iluminação e velas. A elevada demanda pelo óleo de baleia levou ao aumento da pesca desse animal, como reportado pela revista Forbes (2009), aumentando o preço do óleo de baleia, o que, por sua vez, levou à busca de novos produtos em sua substituição. A exploração e produção de petróleo nesse período foi impulsionada, tendo como principal foco a recuperação de querosene. A produção do querosene levou à descoberta de outras frações do petróleo, como o óleo combustível que passou a ser usado em indústrias, comércio e residências (BRASIL, ARAUJO, SOUZA, 2011).

O início da história da exploração e produção de petróleo ocorreu nos Estados Unidos, no estado da Pensilvânia. As funções medicinais do petróleo já eram conhecidas por George Bissell, bem como sua característica inflamável, o que levou Bissell e outros pesquisadores a estudar o petróleo e propor seus subprodutos como fonte de geração de energia. Surge então, em 1854, a primeira empresa de petróleo do mundo a *Pennsylvania Rock Oil Company* (FORBES, 2009). As refinarias que na época tinham seus negócios voltados para o óleo de carvão passam a explorar o petróleo bruto na região da Pensilvânia (BINSZTOCK e MONIÉ, *et al*, 2012).

Com a criação do motor a combustão, 1861, com ignição feita por centelha elétrica, e a utilização do motor de ciclo Otto em veículos, a gasolina passa a ser um produto valioso e a exploração e produção do petróleo se torna mais expressiva (BRASIL, ARAUJO, SOUZA, 2011).

Em 1870, John D. Rockefeller, que já era proprietário de refinaria nos Estados Unidos fundou a Standard Oil, que se tornou a maior empresa de refino e transporte da época. Nas décadas seguintes, a Standard Oil dominou a exploração do petróleo e comprou as menores empresas controlando o setor. Por volta de 1890, a Standard Oil era responsável por cerca de 80% da capacidade de refino, 90% da rede de distribuição e 90% do transporte de petróleo em oleodutos e ferroviário (GIRAUD e BOY DE LA TOUR, 1987).

No início do século XX, a Standard Oil ainda dominava o setor e em 1911 a suprema corte dos estados unidos declara que a *Standard Oil* violava a lei *Sherman Act*, instituída em 1890, que visava garantir a concorrência leal e evitar as práticas de monopólio e cartel. A *Standard Oil* se desassocia em 34 novas empresas e uma nova era se inicia marcada pela competitividade e busca por novas reservas de petróleo que iam além do território americano. Essas empresas então passam a formar um cartel, o Cartel das Majors, formado pelas grandes

empresas petrolíferas da época. Essa nova fase foi marcada ainda pelo desenvolvimento tecnológico na área do transporte, perfuração e no refino de petróleo (PINTO JR., 2007).

Em 1928, ocorre o acordo de *Achnacarry*, contrato firmado entre as sete maiores empresas de petróleo do mundo, iniciando então a fase do Cartel das Sete Irmãs. No final dos anos 40, as empresas pertencentes ao cartel das Sete irmãs controlavam mais de 80% das reservas de petróleo nos territórios americanos e soviéticos mais de 77% da capacidade de refino mundial (BINSZTOCK e MONIÉ *et al*, 2012).

No final da segunda década do século XX, *Clessie Cumins* investe em motores que operavam no ciclo Diesel viabilizando o uso de combustíveis em veículos automotores (BRASIL, ARAUJO, SOUZA, 2011). Em 1939, foram desenvolvidas turbinas de aviação que operavam com gasolina. Porém, com a segunda guerra mundial, havia uma escassez da gasolina no mercado mundial e por volta de 1941 foram desenvolvidas turbinas que operavam a querosene de aviação que é utilizado até os dias de hoje (BRASIL, ARAUJO, SOUZA, 2011).

O petróleo vai se tornando cada vez mais importante para a matriz energética mundial e é criada a OPEP, Organização dos Países Exportadores de Petróleo. Essa organização intergovernamental contava com a participação da Arábia Saudita, Irã, Iraque, Kuwait e Venezuela com objetivo de estabilizar o mercado e recuperar os investimentos.

A OPEP teve papel importante no fim do cartel da Sete Irmãs. Em 1971, com o acordo de Teerã, as empresas pertencentes à OPEP passam a obter mais da metade das receitas da produção de vinte e duas empresas de petróleo de seu território. Em 1973, ocorre a primeira crise do petróleo, com um aumento de 400% no preço do barril. Os países importadores dessa *commodity* percebem essa dependência e tentam investir em outras fontes energéticas (TAVARES, 2005). Porém, em 1979, ocorre uma segunda crise do petróleo, quando o Irã vivenciava um momento de alta inflação reduzindo a produção em 5 milhões de barris por dia e parando a exportação. Os países que consumiam o petróleo do Irã passam a buscar outros fornecedores em busca de uma estratégia de acúmulo de reservas que visava garantir o consumo dos mesmos elevando o preço do barril para mais de 30 dólares (PINTO JR, 2007).

2.3. PETRÓLEO

Segundo a *American Society for Testing and Materials* (ASTM), o petróleo é “uma mistura de hidrocarbonetos, de ocorrência natural, geralmente no estado líquido, contendo ainda compostos de enxofre, nitrogênio, oxigênio, metais e outros elementos”. As

características de aparência visual e de composição química do petróleo podem variar. Quanto à composição, o petróleo é constituído basicamente de compostos orgânicos, hidrocarbonetos (carbono e hidrogênio) e não hidrocarbonetos (resinas, asfaltenos, contaminantes orgânicos sulfurados, oxigenados, nitrogenados e organometálicos), podendo se apresentar no estado líquido ou gasoso. Sua coloração pode variar de castanho escuro até negro e em alguns casos apresentar um tom esverdeado (BRASIL, ARAUJO, SOUZA, 2011).

O petróleo é oriundo da matéria orgânica depositada com sedimentos que, em condições termodinâmicas apropriadas, pode dar início ao seu processo de formação deste. O petróleo é gerado em uma rocha chamada de geradora e posteriormente é deslocado para uma rocha reservatório, onde será acumulado (TISSOT e WELTE, 1984).

Os reservatórios são formações rochosas com características adequadas à acumulação de petróleo. Essas rochas são permeáveis, porosas ou fraturadas, em subsuperfícies, que contém fluidos, hidrocarbonetos, gás e água no seu interior. A porosidade representa os espaços vazios no interior da rocha que dependem da forma, arrumação e variação de tamanho dos grãos, além do grau de cimentação da rocha. A permeabilidade é a capacidade da rocha transmitir fluido, o que está diretamente relacionado ao grau de conectividade dos poros e de sua geometria. Os arenitos e calcários são os principais tipos de rochas que configuram os reservatórios de petróleo, por apresentarem boa porosidade e permeabilidade (THOMAS *et al*, 2004).

Ao longo do tempo de produção de um reservatório, ocorre a redução da sua pressão. Com isso, a água contida no aquífero se expande, reduzindo o seu volume poroso. É quando a água flui para dentro do reservatório e ocorre a invasão da zona de óleo pelo volume de água excedente. Quando o campo é maduro, o efeito de redução da pressão é mais abundante, não ocorrendo mais a elevação natural dos fluidos (água, óleo e gás) (THOMAS *et al*, 2004).

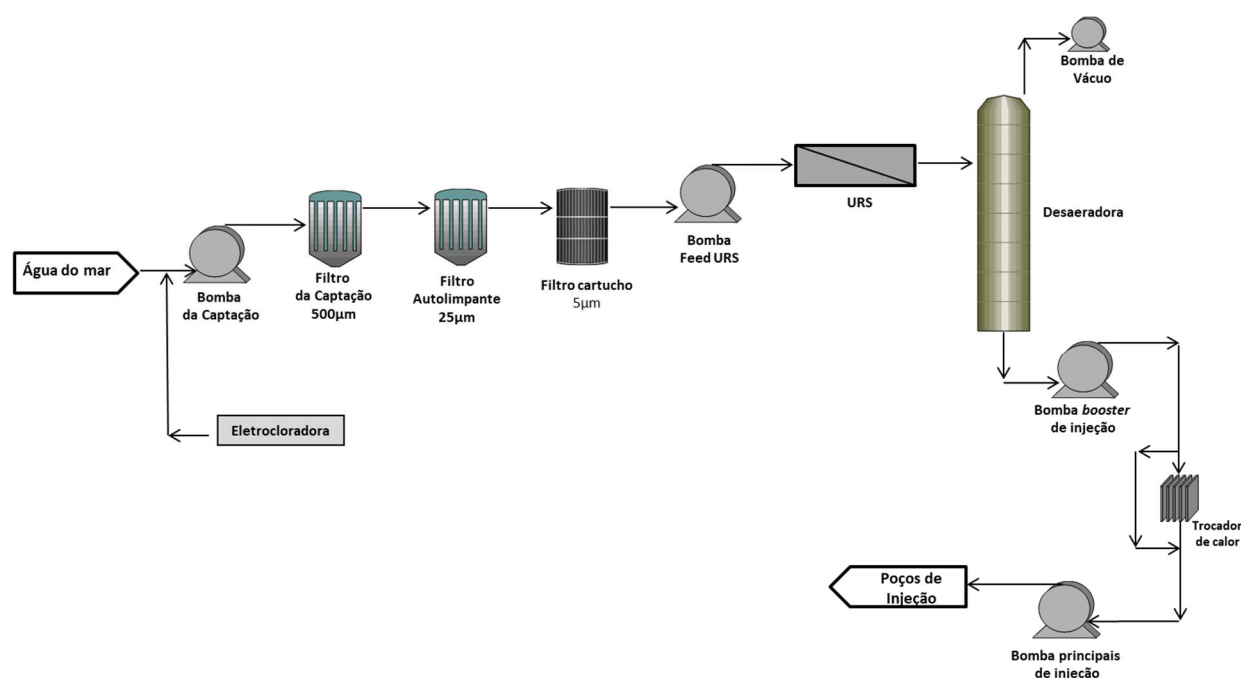
Há diferentes métodos de recuperação desenvolvidos para aumentar a produção de um campo, que usam técnicas capazes de elevar a energia do reservatório. Quando os métodos de recuperação são utilizados, a vida produtiva de um reservatório de petróleo se compõe de etapas que cronologicamente são chamadas de recuperação primária, secundária e terciária. A recuperação secundária está relacionada a injeção de água ou gás nos reservatórios de petróleo e seu objetivo principal é repressurizar o reservatório. A água ou gás injetado se desloca no interior dos poros, repressurizando o reservatório e empurrando o petróleo, levando-o para a superfície e consequentemente, aumentando a recuperação (THOMAS *et al*, 2004). Daí a importância do tratamento do fluido a ser injetado, foco deste trabalho.

2.4. INJEÇÃO DE ÁGUA

Os processos de recuperação que utilizam água como fluido de injeção, podem ter quatro origens diferentes: água subterrânea, coletada em mananciais de subsuperfície por meio de poços perfurados para este fim; água de superfície, coletada em rios, lagos, etc.; água do mar; e água produzida, que é a água que vem associada à produção de petróleo (THOMAS *et al*, 2004).

Como o foco deste trabalho está relacionado a uma planta de tratamento de água oriunda do mar, a descrição do sistema de injeção de água se restringirá ao tratamento convencional da água do mar. O sistema de tratamento de água de injeção é composto por filtros, bombas, membranas de nanofiltração da unidade de remoção de sulfato (URS), desaeradora e sistema de injeção de produtos químicos (Figura 2).

Figura 2 - Esquema simplificado de um tratamento de água de injeção



Fonte: Autoria própria (2022)

A água captada do mar pela embarcação passa por um pré-tratamento por filtração a fim de preservar a integridade das membranas da URS. A água filtrada, já enquadrada quanto ao índice de densidade de sedimentos, SDI (*Silt Density Index*), é bombeada pelas bombas *feed*

que elevam a pressão da água para valores adequados à operação da URS. Cada trem de membrana é composto por dois estágios de membrana agrupadas em série, cada um com uma conversão de 50%, resultando na recuperação final de 75% em relação à vazão de alimentação. O permeado que deixa a URS, com teor de sulfato enquadrado, menor que 100 ppb, é enviado para a desaeradora a vácuo, onde ocorre a remoção do oxigênio e, na sequência, a água é bombeada para os poços injetores.

2.4.1. Pré-Tratamento

O pré-tratamento da água do mar a montante da URS é fundamental, evitando a deposição de contaminantes microbiológicos e formação de incrustação inorgânica na superfície das membranas, o que reduziria seu desempenho e, consequentemente, sua vida útil (MCELHINEY e DAVIS, 2002). A água captada é tratada com hipoclorito de sódio para evitar o crescimento de matéria orgânica ao longo do sistema de tratamento e, em caso de ineficiência desse tratamento há uma maior suscetibilidade ao *biofouling* nas membranas da URS, etapa subsequente (HEATHERLY, HOWELL e MCELHINEY, 1994).

O sistema de pré-tratamento avaliado nesse estudo é composto por uma sequência de filtros com porosidades distintas: filtro cesta (500 μm), filtro autolimpante (25 μm) e filtro fino (5 μm). O grau de filtração deverá ser definido em função da distribuição do tamanho de poros do reservatório para o qual o projeto de injeção de água está sendo especificado.

O filtro cesta é a primeira etapa do pré-tratamento após a bomba de captação e tem como função reter as partículas mais grosseiras. A segunda etapa é o filtro autolimpante que dispõe de um motor que inicia a limpeza de forma automática quando um determinado parâmetro pré-determinado (diferencial de pressão ou tempo de operação) é atingido. Já a terceira etapa é composta pelos filtros finos que deve garantir o SDI (*Silt Density Index*) da água dentro do valor recomendado pelo fornecedor das membranas de nanofiltração, que normalmente é de no máximo 5 (HEATHERLY, HOWELL e MCELHINEY, 1994).

2.4.2. Unidade de Remoção de Sulfato (URS)

A URS é um processo de separação por membranas (PSM) que pode ser entendido como uma extensão do processo clássico de filtração, no qual a separação se dá por exclusão, ou seja, em função do tamanho das partículas ou solutos presentes no sistema a ser purificado.

A água, oriunda do pré-tratamento, é submetida a um tratamento químico para remoção do cloro residual ativo, que deve ser eliminado imediatamente a montante da URS dada a incompatibilidade da camada seletiva das membranas com cloro (HEATHERLY, HOWELL, MCELHINEY, 1994). Nesse ponto, também é injetado biocida de choque, visando manter o controle do *biofouling* nas membranas.

A água é bombeada para alimentar a URS na pressão adequada ao sistema, visando recuperar a perda de carga provocada pelas membranas de nanofiltração (NF). O rejeito do primeiro estágio, concentrado em sais, alimenta o segundo estágio. Os permeados de ambos os estágios se juntam em um *header* comum para alimentar o próximo estágio do processo. Já o rejeito do segundo estágio, salmoura, é descartado. Cada estágio tem uma conversão de 50% em relação a vazão de alimentação, o que resulta em uma recuperação final da URS de 75% (HEATHERLY, HOWELL, MCELHINEY, 1994). O permeado que deixa a URS, com teor de sulfato enquadrado, menor que 100 ppb, é enviado para a desaeradora.

A URS é projetada com o número de trens que atenda à capacidade máxima de injeção de água prevista para um determinado projeto, cada trem constituído por dois estágios de membranas agrupados em série. O número de trens em operação pode ser alterado a depender da cota de injeção de água prevista para o reservatório.

A redução do teor de íon sulfato da água do mar é uma das alternativas usadas para prevenir a formação de incrustação em sistemas de injeção. A URS tem como principais vantagens evitar a geração de gás sulfídrico (H_2S) e a precipitação de sais inorgânicos (MCELHINEY e DAVIS, 2002). Os reservatórios contêm bactérias aeróbicas que metabolizam o sulfato gerando gás sulfídrico altamente corrosivo e que confere caráter ácido ao óleo e ao gás produzido. A água de formação dos poços pode conter os cátions bário e estrôncio que, na presença do sulfato, presente na água do mar, precipitariam os sais sulfato de bário e sulfato de estrôncio, que são extremamente incrustantes e podem gerar danos a tubulações e equipamentos, reduzindo a produtividade de poços e, em casos mais severos, levar ao final da vida produtiva do poço (RIERA, 2011).

O mecanismo de uma URS se baseia na distribuição de tamanho de poros da membrana e nas diferenças de difusividade, solubilidade, tamanho e carga entre íons: pequenos e monovalentes (como cloreto e sódio) permeiam pelos poros enquanto o sulfato, magnésio e cálcio (divalentes e maiores) permanecem na corrente. As membranas seletivas para o íon sulfato apresentam tamanho de poro da ordem de 10 Å ou 1 nm (processo de nanofiltração) (HABERT *et al.*, 2005).

2.4.3. Desaeração

A presença do oxigênio aumenta significativamente a corrosividade da água de injeção, portanto é o parâmetro mais crítico relacionado à corrosão. As condições que aceleram as reações de corrosão pelo oxigênio são: aumento da concentração de O_2 , aumento da velocidade de fluxo levando a um aumento do transporte de massa de oxigênio à superfície metálica, aumento da temperatura de operação (ARAÚJO-JORGE, COUTINHO, AGUIAR, 1992).

Os equipamentos de desaeração utilizados no sistema de injeção de água podem ser de dois tipos, desaeração a vácuo ou desaeração por *stripping* do oxigênio dissolvido por gás natural em contracorrente. A desaeradora é dimensionada para reduzir os teores de oxigênio dissolvido a valores na ordem de 50 ppb. Porém, a eliminação total do oxigênio dissolvido é realizada pela injeção de produto químico com função de sequestrante de oxigênio (HEATHERLY, HOWELL, MCELHINEY, 1994). A seguir será descrito um dos principais tipos de desaeradora utilizado no tratamento de água para injeção em reservatórios, na produção de petróleo *offshore*.

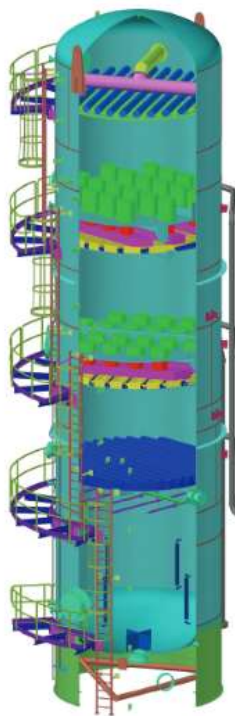
2.4.3.1. Desaerador a vácuo

O processo de desaeração a vácuo é baseado na baixa solubilidade do oxigênio em água a pressão reduzida. O vácuo é gerado usando bombas de vácuo de anel líquido e ejetores de ar. Os gases dissolvidos, como o oxigênio, exercem uma pressão parcial de equilíbrio na parte superior da fase líquida contida no interior do vaso, que depende da concentração de gás dissolvido e da temperatura da água. A pressão total da fase gasosa, localizada acima do líquido, é mantida baixa pelas bombas de vácuo, o que permite que os gases dissolvidos na fase líquida saiam progressivamente da solução para a fase gasosa. A concentração final (equilíbrio) do gás dissolvido dependerá da pressão parcial do gás na fase gasosa (e da temperatura da água). A uma dada temperatura da água, a concentração de gás em equilíbrio no líquido pode ser considerada diretamente proporcional à pressão da partícula do gás acima do líquido, o que é conhecido como Lei de Henry (HENRY, 1803).

Como descrito por ETA PROCESS PLANT (2021), uma divisão da Koch Chemical Technology Group Ltd, o diâmetro e a altura da torre no projeto podem ser minimizados aumentando o contato entre as fases gasosa e líquida. A operação em múltiplos estágios, em níveis de vácuo progressivamente mais baixos, minimizam a extração de vapor e aumentam a

eficiência da bomba de vácuo. Nesse tipo de projeto, há uma selagem de água entre cada estágio, o que permite que diferentes pressões sejam mantidas em cada nível da torre (Figura 3). Esse tipo de projeto permite otimizar o sistema, minimizando o tamanho e o peso do vaso, contribuindo para redução da operação e seu custo.

Figura 3 – Desaeradora a vácuo de três estágios



Fonte: ETA PROCESS PLANT (2021)

2.5. MONITORAMENTO E CONTROLE DE PROCESSO

Em 1775, James Watt inventou a máquina a vapor. A partir de então, surgiu a necessidade de monitorar as variáveis de processo e assim se originou a instrumentação industrial. James Watt desenvolveu o primeiro controlador automático baseado na força centrífuga exercida em duas esferas: o aumento da velocidade de um motor aumentava a força centrífuga que, deslocando as esferas para fora, fechava o mecanismo de válvulas, reduzindo a passagem de vapor. Já o aumento do vapor ocorria com a redução da velocidade, que ocasionava uma menor força centrífuga, aproximando mais as bolas e abrindo a válvula. Esse

sistema permitia a James Watt controlar a velocidade da máquina a vapor (DE MEDEIROS, 2003).

A partir de então, ocorreram evoluções na área de instrumentação para atender à indústria, que se torna cada vez mais automatizada e dependente de instrumentos de medição e controle de processos. A crescente competitividade industrial levou a novas tendências tecnológicas desenvolvidas pelas empresas que buscam alternativas para se destacarem e permanecerem no mercado (FABRICIO e SOUZA, 2015).

Com as evoluções da tecnologia industrial, a produção se torna mais eficiente, reduzindo a necessidade da mão de obra na linha de produção (NEVES *et al.*, 2007). Porém, não é interesse da automação industrial eliminar a mão de obra humana, mas sim integrar diferentes processos e proporcionar um maior controle sobre as etapas produtivas. Logo, a mão de obra humana tende a passar por uma etapa de adaptação que requer a capacitação dos profissionais que passam a necessitar de menor esforço físico e maior senso analítico. Os profissionais passam a ter um papel importante na avaliação dos dados gerados pelos processos automatizados e de transformá-los em informações úteis (BUDIN e ZEM-LOPES, 2012).

Nessa nova era, a interação homem-máquina é extremamente importante e acontece através das redes, que permitem a troca de dados entre computadores. As redes permitem a integração do chão de fábrica com a administração, facilitando o acesso à informação e acelerando a tomada de decisão.

A automação industrial permite controlar e monitorar as variáveis de processo. Esse controle impacta na qualidade, na eficiência, na segurança, na preservação do meio ambiente e no melhor aproveitamento de matéria-prima, energia e mão de obra (ELETROBRÁS, 2008). É esperado um controle da qualidade mais eficiente, pois a automação permite o acesso a informações e dados que podem ser usados para identificar e tratar as deficiências do processo. É possível aumentar a flexibilidade operacional, já que a automação permite mudanças dos parâmetros operacionais. A automação industrial também impacta na viabilidade técnica e econômica por permitir alguns processos operacionais com custos reduzidos (LIMA, 2003).

Inicialmente, o controle industrial era feito por lógicas de relés, um circuito lógico sequencial ou combinacional, que era uma linguagem utilizada pelos eletricitistas e de fácil uso. Com a evolução tecnológica, algumas adaptações foram realizadas visando, principalmente, maior confiabilidade, flexibilidade para alteração das configurações e resistência a ambientes industriais agressivos. É nesse contexto que, em 1968, surge o Sistema Lógico Programável (CLP – Controlador Lógico Programável).

O sistema lógico programável (CLP), como definido pela NEMA (*National Electrical Manufacturers Association*), é o sistema que permite armazenar as instruções e implementar funções como: lógica, sequenciamento, temporização, contagem e aritmética, controlando, por meio de entrada e saídas, vários tipos de máquinas ou processos. O CLP foi desenvolvido para ser usado na indústria automobilística (LIMA, 2003). A General Motors Co lançava novos modelos anualmente e o sistema devia ser capaz de ter sua lógica alterada para se adaptar as novas produções.

Entre os anos de 1970 e 1980, foram inseridas novas características aos CLPs, que passaram a realizar funções aritméticas, monitoramento de variáveis analógicas que permitiam a correção de erros, aumento da capacidade de memória que permitiu a aquisição de dados e suas manipulações. Nessa década, o CLP também evoluiu com desenvolvimento dos módulos de controle de posição que foram importantes para indústria de manufaturas e desenvolvimento de peças. Nos dias atuais, o CLP é utilizado em processos industriais contínuos, em batelada, em processos com grande número de variáveis discretas e na automação predial e residencial, sendo, portanto, o instrumento de controle mais utilizado (BEGA, 2006).

Na década de 70, foi desenvolvido o Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) pela Honeywell, visando a uma melhor visualização e controle do processo pelo operador. A proposta era que todos os dados pudessem estar disponíveis ao operador sem que ele precisasse sair do lugar, com uma otimização na interface homem-máquina (IHM). Passa a ser possível gerar relatórios, avaliar tendências e monitorar o processo por telas gráficas (BEGA, 2006). A estrutura do SDCD dispõe de elementos de campo como sensores e atuadores, unidades de processamento (cartões de I/O) e sala de Controle Central. Nesse sistema, é possível fazer a interação entre as estações de processo alocadas em vários pontos da planta através de uma rede de comunicação (LIMA, 2003).

As vantagens associadas ao CLP e ao SDCD e novas demandas de mercado por sistemas digitais mais robustos levaram a uma nova tendência de controle, que associa funções do CLP com as do SDCD: são os chamados “sistemas híbridos”. O “sistema híbrido” pode ser arquitetado a partir da associação de um CLP com um SDCD que compartilham uma Unidade Central de Processamento (CPU) ou a partir de uma CPU com características de CLP e SDCD. Nos dias atuais, é possível unir dados obtidos e armazenados pelo SDCDs com outras fontes em ambiente Internet. Essa interconectividade é possível a partir de meios físicos de transmissão como cabos coaxiais, fibras óticas, conexões via rádio e linhas telefônicas (BEGA, 2006).

2.6. MALHA DE CONTROLE E SINTONIA

Os processos industriais demandam um controle preciso para suas produções, monitorando e controlando as principais variáveis envolvidas. Dentre as principais indústrias que utilizam controle em seus processos estão as que atuam na área de petróleo e gás, nas quais é indispensável o controle de variáveis como: pressão, vazão, nível, temperatura, composição e outras.

Os sistemas de controle se utilizam de um conjunto de instrumentos para manter a variável que se deseja controlar em um valor predeterminado (*setpoint*). É esse conjunto de instrumentos que compreende a malha de controle e, na qual, o controle é realizado comparando a variável controlada com o *setpoint*, sendo a diferença entre eles (*offset*) usada para fazer as correções e ajustar a variável controlada na condição de processo requerida (BEGA, 2006).

Um projeto de controle deve contemplar uma estrutura que minimize as perdas econômicas oriundas das perturbações do processo, de modo que as respostas não oscilem com amplitude constante ou crescente, sendo desejável que o sistema seja robusto e elimine desvios entre as variáveis controladas e seu valor desejado.

A operação de um controlador requer a sintonia da sua malha. Para sintonizar o controlador deve-se conhecer a estratégia de controle adotada, a dinâmica do processo, o algoritmo de controle utilizado e o desempenho desejado para a malha, para o próprio processo e sua finalidade. A sintonia da malha de controle pode ser realizada através do modelo matemático do sistema, obtido de duas formas: pela modelagem do processo em termos de leis físico-químicas e correlações ou pelo ajuste estatístico de um modelo do processo a partir de dados experimentais (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

O uso de técnicas convencionais de controle é muito comum no meio industrial. Os controladores que mesclam os tipos proporcional, integral e derivativo, os chamados controladores PID (*Proportional, Integral and Derivative*) são os mais utilizados. Em 2008, Rubaai e colaboradores descrevem que 96% dos controladores utilizados são do tipo PID. Essa elevada estatística está relacionada à sua aplicabilidade comum à maioria dos sistemas de controle (OGATA, 2010) e à sua relativa simplicidade, rapidez e baixo custo (NERY JUNIOR, 2015).

Controladores bem sintonizados podem garantir uma elevada produtividade, baixo custo e alta qualidade do produto. É nesse contexto que controladores com estratégia de auto sintonia se tornam valorizados pelos usuários (VANDORE, 2006). Em 1984, Åström e Hägglund

propuseram um método de sintonia automático com realimentação a relé que se mantem em uso até os dias atuais em função da robustez e simplicidade.

A malha de controle pode ser malha aberta, sem realimentação, ou uma malha fechada, com realimentação. O sistema em malha aberta é aquele no qual a informação sobre a variável de processo não interfere no ajuste da variável de entrada. Um exemplo desse tipo de sistema é o controle de nível em malha aberta, no qual a alteração do nível (resposta) não afeta a vazão de alimentação do tanque e nem mesmo a saída. Já no sistema em malha fechada a resposta da variável controlada é utilizada para manipular a variável de entrada. No caso do exemplo de sistemas de controle de nível em malha fechada, como o demonstrado na figura 4, uma alteração na mudança de nível do tanque (resposta) promove a alteração na vazão de saída, através da atuação direta da válvula de controle (BEGA *et al.*, 2011).

2.6.1. Controlador PID

As ações básicas de controle de um controlador PID são: o controle proporcional (P), o controle integral (I) e o controle derivativo (D). As possíveis combinações dessas ações básicas levam a controladores industriais proporcional-integral (PI), proporcional-derivativo (PD) e proporcional-integral-derivativo (PID).

No controle em malha fechada, com realimentação, o objetivo é levar o sinal do erro $e(t)$ para zero, mantendo a variável controlada $c(t)$ no *setpoint* $r(t)$.

$$e(t) = r(t) - c(t) \quad E.2.6.1.1$$

Para um controlador com ação de controle proporcional (P), a relação de entre a saída do controlador $u(t)$ e o sinal de erro $e(t)$ é:

$$u(t) = k_p e(t) \quad E.2.6.1.2$$

Onde, k_p é o ganho do controlador.

Para o controlador PI, a relação de entre a saída do controlador $u(t)$ e o sinal de erro $e(t)$ considera o tempo integral T_i :

$$u(t) = K \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau \right) \quad E.2.6.1.3$$

Para a ação de controle derivativa (PD), o tempo derivativo T_d é considerado na saída do controlador:

$$u(t) = K \left(e(t) + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad E.2.6.1.4$$

A forma geral para o controlador PID, que considera as ações proporcional, integral e derivativa combinadas é dada pela equação E.2.6.1.6. Observa-se que uma variação brusca no *setpoint* leva a uma variação elevada do erro e . O termo derivativo tende a se tornar maior gerando uma “sobrecarga” no controlador. Uma correção nessa equação pode ser realizada para evitar esse comportamento indesejado, que é substituir a derivada do erro pela derivada da variável controlada c . Essa correção é considerada na maioria dos controladores PID comercializados.

$$u(t) = P(t) + I(t) + D(t) \quad E.2.6.1.5$$

$$u(t) = K \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad E.2.6.1.6$$

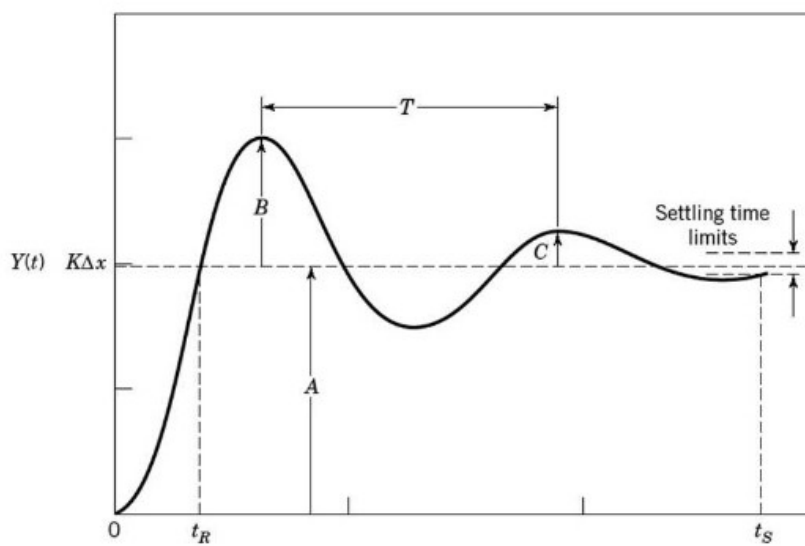
2.6.2. Critérios de desempenho

A sintonia do controlador PID deve atender ao desempenho desejado para a malha. Considerando o caso da malha de controle de nível, por exemplo, o nível deve ser mantido o mais próximo do *setpoint* possível e não exceder os limites máximo e mínimo pré-estabelecidos. Campos e Teixeira (2006) descrevem alguns critérios de desempenho que podem ser usados para sintonia do controlador PID, são eles:

- *Overshoot* (A/B Figura 4);
- Razão de declínio (C/A Figura 4): proporção entre dois picos sucessivos na mesma proporção;
- Tempo de elevação ou ascensão (t_R Figura 4): é o tempo que a resposta leva para alcançar pela primeira vez o valor final de estado estacionário;
- Tempo de estabilização ou sedimentação (t_s Figura 4): tempo que a resposta leva para chegar em uma faixa determinada do estado final e permanecer. Os limites típicos utilizados de variação total são: ± 1 , ± 3 e ± 5 (SMITH e CORRIPIO, 2008).
- Mínima energia ou atuação na variável manipulada;

- Utilização de um índice de desempenho para avaliar a qualidade do controle. Os índices mais utilizados são IAE (Integral do módulo do erro), ISE (Integral do erro ao quadrado) e ITAE (Integral do módulo do erro ao quadrado).

Figura 4 - Resposta de um sistema hipotético

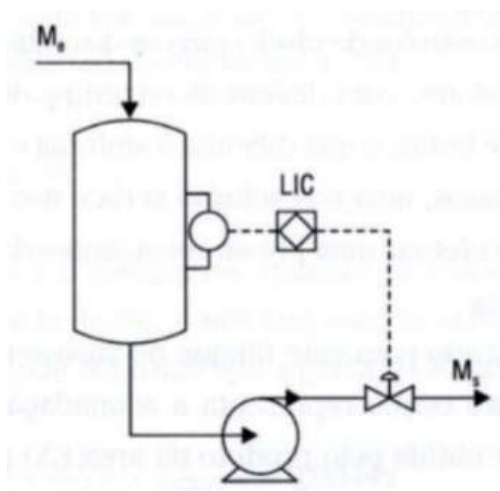


Fonte: SMITH e CORRIPIO (2008).

2.6.3. Controle de Nível

O controle de nível de sistemas que operam com líquido incompressível é responsável pelo balanço de massa de uma planta industrial. O nível de um vaso ou tanque pode ser mantido constante quando a vazão mássica de entrada (M_e) é igual à vazão mássica de saída (M_s). A Figura 5 apresenta um esquema simplificado de controle de nível de um vaso de área de seção transversal constante.

Figura 5 - Controle de nível de vaso



Fonte: CAMPOS e TEIXEIRA (2006)

O vaso pode absorver pequenas variações do processo. Para isso, ele deve ser projetado com capacidade para ser considerado um pulmão. Logo, se ocorrer um incremento na vazão de entrada, o nível pode ser alterado momentaneamente, permitindo que o incremento na vazão de saída ocorra mais lentamente, reduzindo as perturbações momentâneas que podem ocorrer na parte do sistema a montante do vaso que poderiam se refletir na parte do sistema a jusante dele. As perturbações são melhor absorvidas em vasos ou tanques com maior tempo de residência. O controle também deve ser alterado em função da geometria do vaso (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

A equação do balanço de massa, E 2.6.1, representa um modelo simplificado para o controle de nível de um vaso, como apresentado na Figura 4. A acumulação pode ser representada pela variação de massa no tempo. A massa é obtida pelo produto da área (A) pelo nível (L) e pela massa específica (ρ).

$$\rho A \frac{dL}{dt} = M_e - M_s \quad (E\ 2.6.1)$$

Onde:

M_e , M_s : Vazão mássica (kg/h).

O controle de nível de líquido é um problema clássico de processo integrador. Esse tipo de processo não é autorregulável, e, por esse motivo, não atingirá um estado estacionário quando submetido a um distúrbio sustentado em malha aberta. Logo, o controle de realimentação se faz necessário para operar um processo de integrador (SMITH e CORRIPIO, 2008).

2.6.4. Atuadores

A representação da estratégia de controle é composta pelo processo e pelos instrumentos de medição, controle e atuação. Os instrumentos de medição são os elementos primários e informam de modo contínuo os valores das variáveis de processo. Já os instrumentos de controle são responsáveis pela tomada de decisão e atuação sobre o processo. Os instrumentos de atuação são os elementos finais que permitem implementar a ação de correção (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

O atuador é o dispositivo que, através de sinais eletrônicos ou pneumáticos, altera diretamente o comportamento da variável manipulada, afetando a variável de processo que se deseja controlar.

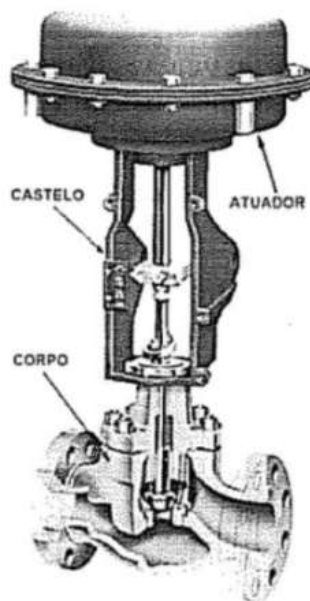
São exemplos de atuadores válvulas manuais e automáticas, motores de passo, inversores de frequência, motores elétricos, bombas, aquecedores etc. A seguir é realizada uma descrição simplificada dos atuadores utilizados neste trabalho: válvula e bomba.

2.6.4.1. Válvulas de Controle

A válvula é um dos elementos finais de controle mais comuns em processos industriais. O objetivo de se usar uma válvula de controle é a flexibilidade de se variar a quantidade de energia ou matéria (agente de controle), em resposta aos sinais provenientes do controlador para se manter a variável controlada no *setpoint* pré-determinado (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006). As válvulas são utilizadas no controle de alívio de pressão, regulação da vazão de fluidos, prevenção de vazão reversa, entre outros.

Os componentes de uma válvula de controle se dividem principalmente em: atuador, corpo inteiro e castelo (Figura 6). O atuador é a parte da válvula que recebe um sinal padrão do controlador e o converte em uma força, que movimenta a haste em cuja extremidade inferior está o obturador, que varia a área de passagem do fluido pela válvula. O corpo inteiro é constituído por obturador e sede. O fluido passa pelo corpo da válvula que pode fazer a restrição do fluxo através do acionamento do obturador. Já o castelo é a parte da válvula que faz a conexão entre o corpo da válvula e o atuador e comporta o sistema de selagem do fluido de processo (BEGA, 2006).

Figura 6 - Válvula de controle e os componentes básicos



Fonte: BEGA (2006)

As características de uma válvula de controle correlacionam a vazão com a abertura da válvula. A maneira padronizada para especificar uma válvula, definir sua capacidade, é através do coeficiente de vazão (C_v) adotado em 1962 pelo *Fluid Controls Institute* (FCI 62-1) com o objetivo de padronizar a expressão da capacidade de vazão de válvulas de controle de líquido. Em 1975, foi normatizado pela ISA (ISA-S39.1) e, em 1977, homologado pela ISA-S75.01. A equação E 2.6.2 é apresentada a seguir:

$$Q = C_v \sqrt{\frac{\Delta P_v}{G_f}} \quad (E\ 2.6.2)$$

Q : vazão de líquido (gpm dos EUA);

ΔP_v : queda de pressão através da válvula (psi);

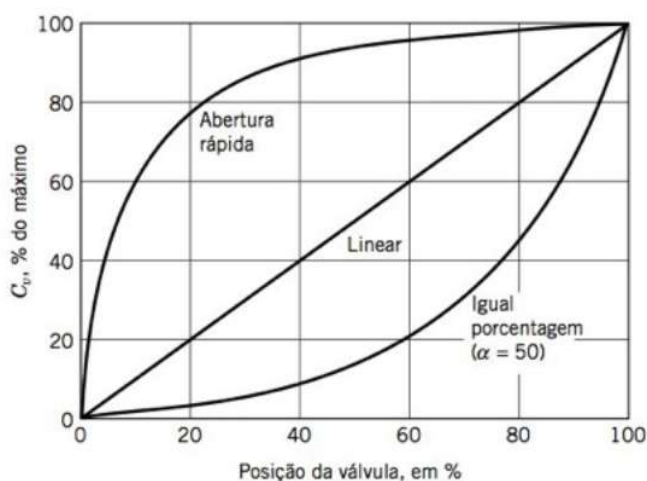
G_f : densidade relativa do líquido nas condições do fluxo.

Várias outras equações são utilizadas para o cálculo do C_v atualmente. As mudanças em relação à equação proposta inicialmente pela Fluid Controls Institute (FCI 62-1) levam em conta o estado físico do fluido e uma série de fatores não considerados na fórmula acima.

O C_v da válvula pode ser correlacionado com a sua posição, percentual de abertura, através da característica inerente da válvula. As características mais comuns são: linear, abertura rápida e igual porcentagem. A Figura 7 apresenta as curvas características inerentes

das válvulas. Pode ser observado que, para a característica de abertura rápida a maior parte da variação no coeficiente da válvula ocorre no terço inferior do percurso e no restante do percurso ocorre uma variação muito pequena no coeficiente, o que evidencia que essa característica não é adequada para uma válvula de controle de fluxo. Há cenários de processos nos quais essa característica é requerida, quando há a necessidade de permitir um grande fluxo rapidamente pela válvula, que é, por exemplo, o caso das válvulas de alívio. Para a regulação de fluxo, as características normalmente usadas são: linear e igual porcentagem. A característica linear produz um coeficiente proporcional à abertura da válvula, enquanto para a igual porcentagem, aumentos iguais na posição da válvula resultam em aumentos iguais relativos ou percentuais no coeficiente da válvula (SMITH e CORRIPIO, 2008).

Figura 7 - Curvas de características inerentes das válvulas



Fonte: SMITH e CORRIPIO (2008)

2.6.4.2. Bombas

As bombas são utilizadas em processos industriais para fazer um líquido escoar de um ponto a outro e em alguns casos há a necessidade de se controlar esse escoamento. O controle de vazão pode ser feito por válvula de controle instalada na descarga da bomba, através de um variador de rotação de uma bomba ou através da recirculação do fluido para a sucção da bomba.

O controle de vazão com válvula na descarga da bomba é o mais utilizado. Nesse caso, um medidor de vazão é instalado entre a bomba e a válvula, e um atuador sobre a válvula permite que, ao ocorrer uma redução na vazão, haja fechamento da válvula e vice-versa (Figura

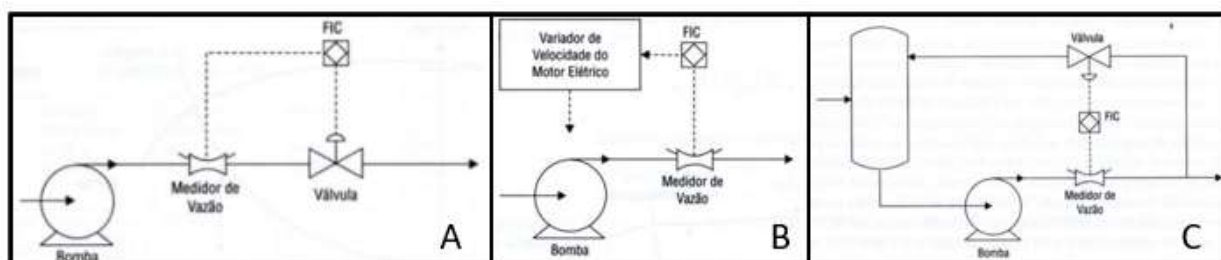
8- Painei A). Esse controle, apesar de simples, gera uma grande perda de energia, pois a pressão do líquido aumentará, mesmo quando não for necessário.

A alternativa de controle com bombas mais eficiente, em termos de consumo energético, é a que utiliza um variador de velocidade (Figura 8- Painei B). Essa estratégia de controle utiliza, em motores elétricos, um equipamento chamado inversor de frequências que, ao variar velocidade, varia também a vazão da bomba. A desvantagem desse sistema é a falta de sensibilidade em alguns casos nos quais, ao se reduzir pouco a velocidade de rotação da bomba, reduz drasticamente a vazão para próximo de zero.

O controle utilizando a recirculação do fluido para sucção da bomba (Figura 8- Painei C), assim como no controle de vazão utilizando válvula, tem um gasto energético elevado por aumentar a pressão do líquido constantemente. No caso da recirculação, o líquido em alta pressão retorna para sucção da bomba. Essa estratégia é normalmente empregada nos casos em que é necessário manter um fluxo mínimo para a bomba, protegendo-a de operar em vazões muito baixas, que levam ao aquecimento do equipamento e possíveis danos (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

O dimensionamento das válvulas nesses sistemas é de extrema importância para a operação das bombas. Uma válvula subdimensionada, com C_v pequeno, causa o estrangulamento do fluxo e consequente sobrepressão na descarga da bomba. Enquanto uma válvula superdimensionada, com C_v elevado, leva a baixas pressões na descarga da bomba e ao risco de cavitação da mesma.

Figura 8 - Estratégias de controle de vazão com bombas



Fonte: Adaptado de CAMPOS e TEIXEIRA (2006).

2.6.5. Representação de Modelos Dinâmicos – Diagrama De Blocos

A modelagem fenomenológica é capaz de descrever o sistema através de leis físicas (como conservação de massa e energia) e de equações constitutivas (correlações). Esse tipo de modelagem fornece um conhecimento mais global das relações entre as variáveis e tem como desvantagem a dificuldade de se construir modelos físico-químicos dinâmicos para processos mais complexos. Já a construção de modelos matemáticos dinâmicos a partir da identificação do processo pode ser realizada através de experimentos observando o comportamento da planta. Os modelos matemáticos dinâmicos apresentam a vantagem de ser mais rápido nos casos de sistemas mais complexos, já só são consideradas as relações entre entrada e saída do processo.

Para a aplicação do controle de processo, é estudado como uma variável de saída é afetada pelas variáveis de entrada de um determinado sistema. Para isso, as condições iniciais do sistema ou seja, os estados (na grande maioria das vezes as saídas são os próprios estados) no tempo de referência são eliminadas, supondo que as condições iniciais sejam um estado estacionário. Nessa condição, as derivadas de tempo são iguais a zero, mas o valor inicial da saída não. Para contornar esse problema, substitui-se a variável de saída por seu desvio do valor inicial, definindo assim a variável de desvio como demonstrado na equação E 2.6.3 (SMITH e CORRIPIO, 2008).

$$Y(t) = y(t) - y(0) \quad (E\ 2.6.3)$$

Onde

$Y(t)$: variável de desvio

$y(t)$: valor total da variável

O valor inicial de uma variável de desvio é sempre zero (E 2.6.4).

$$Y(0) = y(0) - y(0) = 0 \quad (E\ 2.6.4)$$

Seja o sistema descrito pela equação diferencial linear de enésima ordem E 2.6.5.

$$\begin{aligned} a_0 \frac{d^n y}{dt^n} + a_1 \frac{d^{n-1} y}{dt^{n-1}} + \dots + a_{n-1} y(t) = & b_m \frac{d^m x(t)}{dt^m} + b_{m-1} \frac{d^{m-1} x(t)}{dt^{m-1}} + \dots + \\ & + b_0 x(t) + c \end{aligned} \quad (E\ 2.6.5)$$

Onde

$y(t)$: variável de saída

$x(t)$: variável de entrada

c : constante

Como já mencionado, no estado estacionário as derivadas de tempo são iguais a zero, logo:

$$a_0 y(0) = b_0 x(0) + c \quad (E 2.6.6)$$

Subtraindo-se as equações E 2.6.6 de E 2.6.5 e aplicando a Transformada de Laplace de ambos os membros resulta:

$$Y(s) = \left[\frac{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_0}{a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_0} \right] X(s) \quad (E 2.6.7)$$

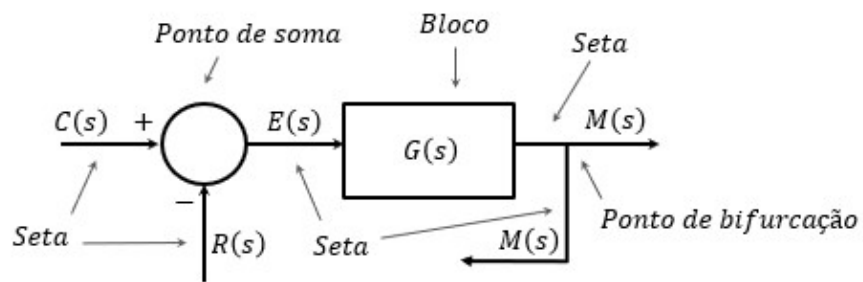
A função de transferência define-se como sendo a relação entre as Transformadas de Laplace dos sinais/variáveis de saída e de entrada do sistema. Considerando condições iniciais nulas, logo:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_0}{a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_0} \quad (E 2.6.8)$$

Os polos de $G(s)$ são as raízes da equação característica dada pelo denominador, e os zeros são as raízes pelo numerador (E 2.6.8).

As funções de transferência podem ser representadas graficamente por meio de diagramas de blocos, que são formados por quatro elementos básicos: setas, pontos de soma, pontos de bifurcação e blocos (Figura 9). As setas mostram o sentido em que se dá o fluxo dos sinais. Os pontos de soma representam a soma algébrica das setas de entrada. Quando a informação se divide em uma seta, esse ponto é chamado de bifurcação. Os blocos representam operação matemática da função de transferência $G(s)$.

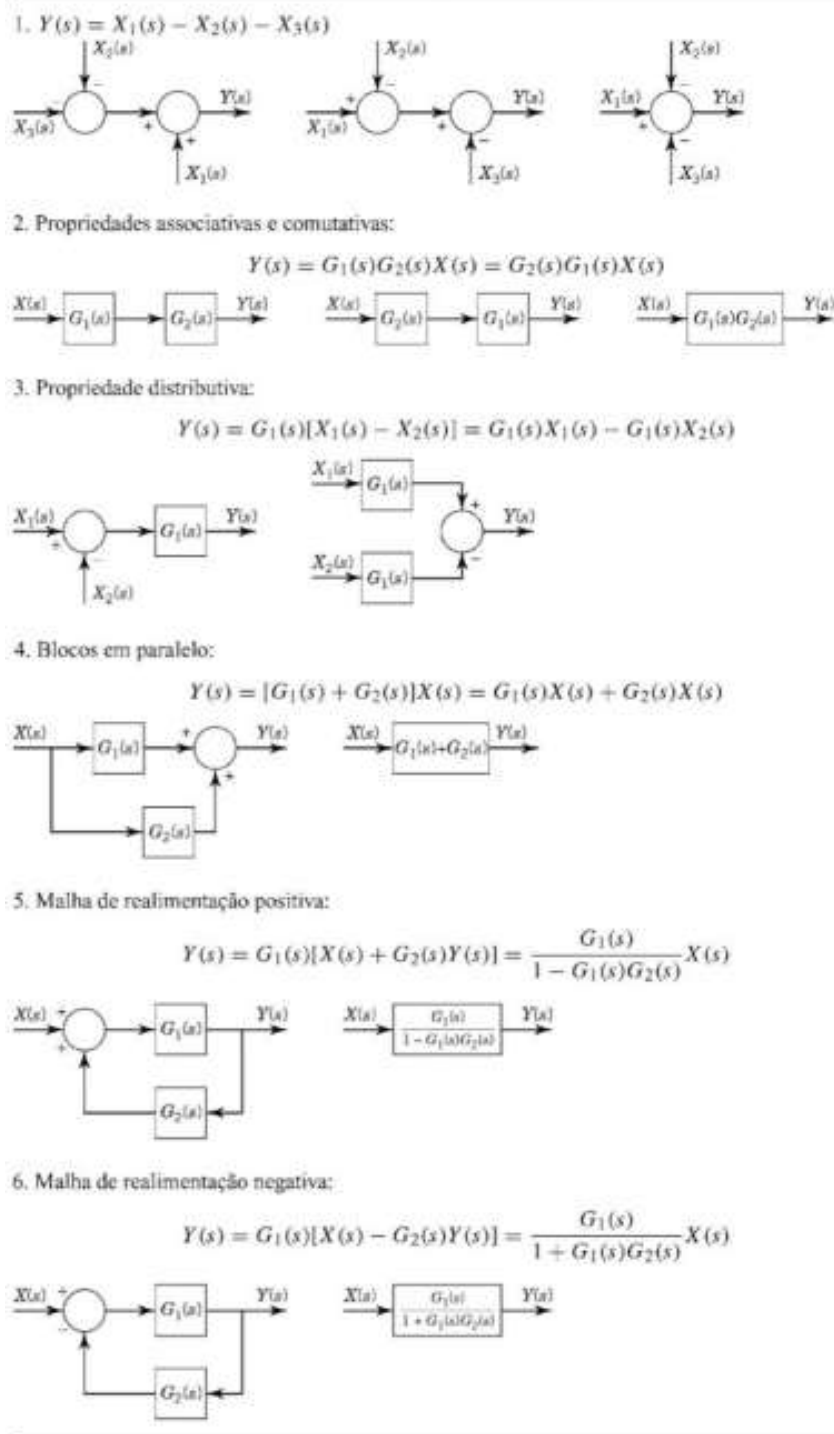
Figura 9 - Elementos de um diagrama de blocos



Fonte: Adaptado de SMITH e CORRIPIO (2008)

Os diagramas de blocos podem ser manipulados algebricamente, seguindo as regras da álgebra do diagrama de blocos (Figura 10). Essa manipulação permite a representação simplificada de diagramas de blocos mais complexos.

Figura 10 -Regras algébricas aplicadas ao digrama de blocos



Fonte: SMITH e CORRIPIO (2008)

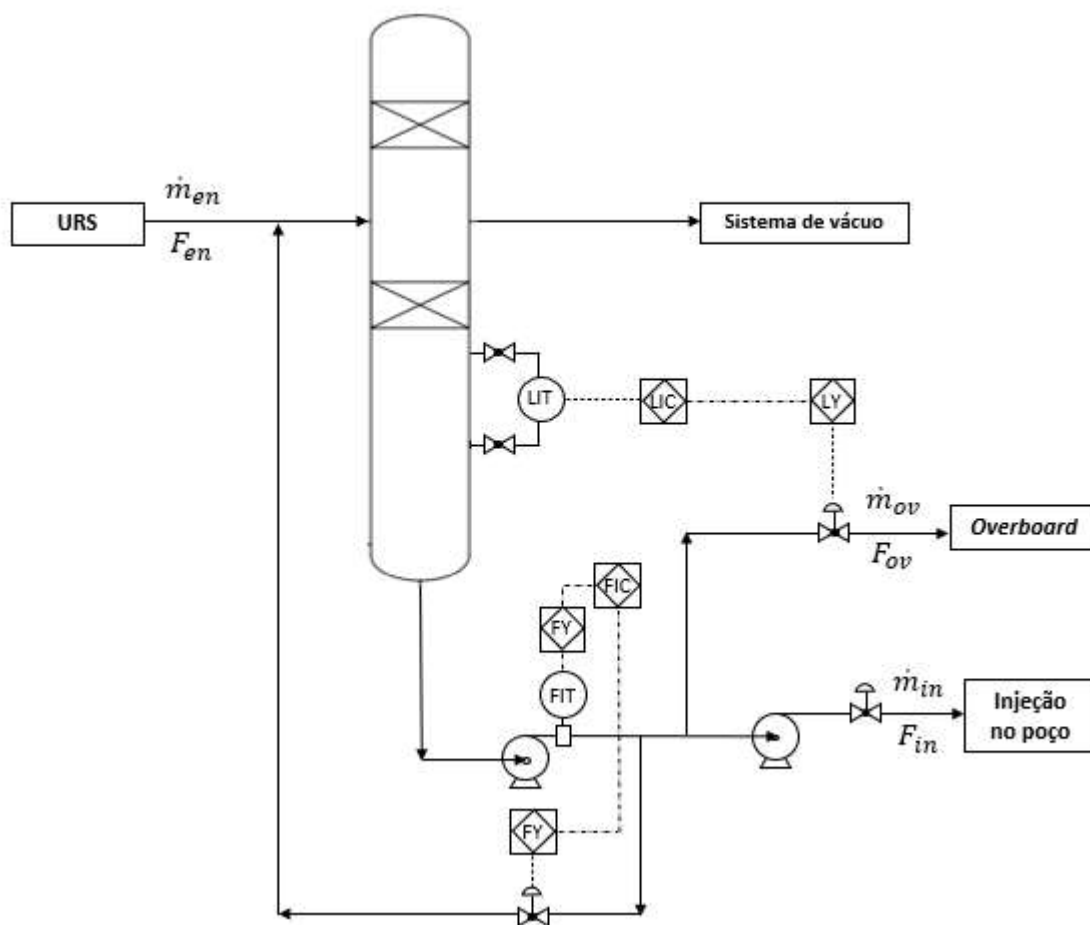
3. CAPÍTULO 3 – METODOLOGIA

Inicialmente foi realizada uma avaliação do processo operacional de um sistema de desaeração a vácuo típico do sistema de tratamento de água de injeção de unidades de produção de petróleo *offshore*. A partir daí, foi avaliada a malha de controle de nível da desaeradora e definida a modelagem matemática do processo considerando a proposta de Smith e Corripio (2008), descrita a seguir. Para o controle de nível da coluna desaeradora foi considerado o modelo dinâmico, já que as variáveis como vazão e altura variam com o tempo. O modelo teórico foi fundamentado na lei de conservação das massas, equações diferenciais ordinárias e nas relações constitutivas que levam em consideração a pressão hidrostática e relações entre a vazão volumétrica de saída da coluna desaeradora e as pressões. Foram definidas premissas para as quais o modelo foi construído e listado o conjunto de variáveis e parâmetros envolvidos e suas unidades.

3.1. VOLUME DE CONTROLE, PREMISSAS E VARIÁVEIS DO PROCESSO

O processo de controle de nível do vaso de desaeração estudado neste trabalho é apresentado na Figura 11, na qual é possível identificar o vaso de desaeração a vácuo alimentado por uma corrente de água (F_{en}). Parte da corrente de saída (F), localizada no fundo do vaso, é bombeada pela bomba *booster* e seguirá para os poços de injeção (F_{in}). Outra parte da vazão bombeada pode ser encaminhada pela linha de reciclo da bomba, cuja vazão é controlada pela válvula de fluxo mínimo, e pela linha de *overboard* (descarte para o mar), F_{ov} , cuja vazão é controlada pela malha de controle de nível do vaso.

Figura 11 - Diagrama de malha de controle de nível com manipulação da vazão de saída



Fonte: Autoria própria (2022)

Para esse processo consideraram-se as seguintes premissas:

- O sistema é isotérmico e ocorre à temperatura ambiente, logo não se considerou o balanço de energia;
- A pressão na desaeradora será irrelevante em relação à variação de pressão entre sucção e descarga da bomba *booster*;
- A válvula localizada na linha de reciclo para a desaeradora é uma válvula de fluxo mínimo, que previne o superaquecimento da bomba em cenários de partida do sistema, quando a vazão de água é reduzida. Em condições normais de operação ela está totalmente fechada pois a vazão de operação é maior que a vazão mínima requerida pela bomba;
- Não ocorre reação química na desaeradora;

- Fluido considerado incompressível, densidade do fluido é constante (líquido em condições ambiente);
- A vazão de entrada é uma variável conhecida com valor $F_{en}(t)$;
- A área do vaso não se altera, seção transversal uniforme;
- O modelo será desenvolvido no intervalo de altura dentro do vaso de $0 \leq h \leq h_{max}$;
- A válvula de *overboard* será representada por um modelo de primeira ordem mais tempo morto com constante de tempo de 2 segundos e tempo morto de 1 segundo.

A lista de variáveis, suas notações e unidades são listadas no Quadro 1.

Quadro 1 - Lista de variáveis

Notação	Variáveis	Unidades
$\dot{m}_{en}$	Vazão mássica na entrada da coluna desaeradora	kg/s
F_{en}	Vazão volumétrica na entrada da coluna desaeradora	m ³ /s
$\dot{m}_R$	Vazão mássica no reciclo	kg/s
F_R	Vazão volumétrica no reciclo	m ³ /s
$\dot{m}_{ov}$	Vazão mássica descartada (<i>overboard</i>)	kg/s
F_{ov}	Vazão volumétrica descartada (<i>overboard</i>)	m ³ /s
$\dot{m}_{in}$	Vazão mássica injetada nos poços	kg/s
F_{in}	Vazão volumétrica injetada nos poços	m ³ /s
h	Altura(nível) de água no tanque	m
ρ	Densidade do fluido	kg/m ³
K_v	Ganho da válvula de descarte (<i>overboard</i>)	m ³ /s /%
K_u	Ganho do processo	%/ m ³ /s
K_T	Ganho do transmissor	%/m
K	Ganho do processo	%
A	Área da seção transversal	m ²
D_c	Diâmetro da coluna desaeradora	m

Fonte: Autoria própria (2022)

3.2. MODELAGEM MATEMÁTICA

A etapa de modelagem foi iniciada a partir da avaliação do balanço de massa do sistema através da equação fenomenológica do balanço de massa representada a seguir.

$$\{ \text{Acúmulo} \} = \{ \text{Entra} \} - \{ \text{Sai} \} + \{ \text{Reage} \} - \{ \text{Consumido} \}$$

Partindo da premissa que no sistema de desaeração não ocorre nenhuma reação química, os dois últimos termos da equação geral do balanço de massa são eliminados e o acúmulo é expresso pela diferença entre entrada e saída, aqui representado pela variação de massa do sistema em relação ao tempo.

A modelagem de resposta do nível da desaeradora foi descrita pelo balanço de massa em torno do tanque, como apresentado na equação E 2.2.1.

$$\{ \text{Acúmulo} \} = \frac{d m (t)}{dt} = m_e - m_s$$

$$\frac{dm}{dt} = \dot{m}_e - \dot{m}_s \quad \therefore \quad \div \rho$$

$$A \frac{dh}{dt} = f_{en} - f_{in} - f_{ov} \quad (E 3.2.1)$$

Subtraindo o estado estacionário inicial e utilizando a transformada de Laplace na equação resultante em termos da variável de desvio, obtém-se a equação E 3.2.2. A vazão de injeção no poço é constante e foi desconsiderada.

$$H(s) = \frac{1}{A s} [F_{en}(s) - F_{ov}(s)] \quad (E 3.2.2)$$

Onde, $A = \frac{\pi}{4} D_c^2$

D_c : diâmetro da coluna desaeradora.

A pressão contracorrente da válvula de *overboard* é fornecida pela bomba e, portanto, é independente do nível do reservatório. Assim, a modelagem da válvula pode ser realizada apenas em função da sua posição com uma dinâmica de primeira ordem, já que a válvula tem característica linear E 2.2.3.

$$F_{ov}(s) = \frac{K_v}{\tau_v s + 1} M(s) \quad (E 3.2.3)$$

Onde K_v é o ganho da válvula, τ_v é a constante de tempo da válvula e $M(s)$ é o sinal de saída do controlador (%).

O ganho da válvula, K_v , foi determinado pela razão entre a variação total na saída (vazão), df , e a variação total na entrada do controlador (% de abertura da válvula), dm . Os dados utilizados para esse cálculo foram obtidos a partir da folha de dados da válvula, que fornece os cenários de máximo e mínimo incluindo as vazões mássicas e os percentuais de abertura para cada caso (Tabela 1).

$$K_v = \frac{df}{dm} \quad (E 3.2.4)$$

Tabela 1- Dados Folha de dados da válvula de *overboard*

Parâmetros	Unidades	Máximo	Mínimo
vazão	kg/h	1355475	201731
abertura	%	82,22	10,74

A função de transferência do transmissor de nível foi modelada como ganho simples pois geralmente os transmissores apresentam a característica de serem muito rápidos, como proposto por Smith e Corripio (2008). Logo, o sinal do transmissor, $C(s)$, pode ser representado pela função E 2.2.5, na qual K_T é o ganho do transmissor, calculado pela razão entre a variação total na saída (range percentual) sobre a variação total na entrada (limites da faixa do transmissor de nível), E 2.2.6.

$$C(s) = K_T H(t) \quad (E 3.2.5)$$

$$K_T = \frac{100 - 0}{h_{m\acute{a}x} - h_{m\acute{i}n}} \quad (E 3.2.6)$$

Onde,

$h_{m\acute{a}x}$: limite máximo do transmissor de nível do vaso;

$h_{m\acute{i}n}$: limite mínimo do transmissor de nível do vaso.

A partir dessas funções foi construído o diagrama de blocos do sistema no Xcos® do software Scilab®.

3.3. SINTONIZAÇÃO DO CONTROLADOR

A sintonia de controladores pode ser realizada por diferentes métodos/procedimentos. Nesse trabalho foram utilizados os métodos: Ziegler-Nichols (ZIEGLER e NICHOLS, 1942), Tyreus-Luyben (TYREUS e LUYBEN, 1997), SICM/Skogestad-IMC (SKOGESTAD e GRIMHIT; 2011), métodos da integral do erro (LOPEZ e MURRIL, 1967) e H. Teixeira (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), com objetivo de realizar uma comparação entre os resultados obtidos em cada método. Os métodos da integral do erro utilizados foram IAE (Integral do valor absoluto do erro entre a variável e o *setpoint* em um período de análise) e o ITAE (Integral do produto do tempo pelo valor absoluto do erro entre a variável e o *setpoint* em um intervalo de análise). Para maiores detalhes, consultar os trabalhos de Lopez e Murril (1967) e Rovira e Smith (1969).

Os métodos Ziegler-Nichols usados para definição dos parâmetros do controlador PID foram: método da resposta em frequência em malha fechada e o método da resposta em degrau em malha aberta.

Para o método da resposta em frequência, a simulação foi realizada no Xcos® do *software* Scilab®. Com o controlador P em malha fechada, desligou-se primeiramente os modos integral e derivativo, aumentou-se o ganho proporcional gradativamente até se chegar a uma resposta oscilatória com amplitude constante na simulação. Determinou-se o ganho crítico, K_{cu} , e o período crítico de oscilação, T_u . Os valores de K_{cu} e T_u , foram substituídos nas fórmulas apresentadas na Tabela 2 (método Ziegler-Nichols) e Tabela 3 (método Tyreus-Luyben) para um controlador PI.

Tabela 2 - Métodos de sintonia de controle Ziegler-Nichols

Ziegler-Nichols	K_c	τ_i	τ_D
P	$0,5 K_{cu}$	-	-
PI	$0,45 K_{cu}$	$P_u/1,2$	-
PID	$0,6 K_{cu}$	$P_u/2$	$P_u/8$

Fonte: Ziegler e Nichols (1942)

Tabela 3 - Métodos de sintonia de controle Tyreus-Luybens

Tyreus-Luyben	K_c	τ_i	τ_D
PI	$0,31 K_{cu}$	$2,2 P_u$	-

PID $0,45 K_{cu}$ $2,2 P_u$ $P_u/6,3$

Fonte: Tyreus e Luyben (1997)

Para o teste degrau em malha aberta, a simulação foi realizada com o controlador em manual e foi gerada uma variação em degrau unitário na saída do controlador. A curva de resposta ao degrau é caracterizada por duas constantes: o atraso (θ) e a constante de tempo (τ). Porém esse método não apresentou a curva do sistema com as características requeridas para sua aplicação e, por esse motivo, esse teste foi finalizado nessa etapa, sem que fossem determinados o atraso e a constante do tempo.

A sintonia do controlador utilizando o método SIMC (Skogestad-IMC) foi realizada de duas formas: em uma considerou-se que o modelo do sistema não era conhecido e na outra utilizou-se o modelo matemático definido para o sistema.

Ao considerar que o modelo do sistema em estudo era desconhecido foi realizada uma aproximação para um modelo de primeira ordem e estimados os seguintes parâmetros: ganho da planta (K), constante dominante de tempo (τ_1), atraso/tempo morto efetivo (θ), pelo ajuste do *setpoint* em malha fechada (SKOGESTAD e GRIMHIT, 2011). A partir do teste em malha fechada de Ziegler-Nichols, o ganho crítico foi reduzido à metade e substituído no ganho proporcional da simulação utilizada nesse teste, zerando o integral e derivativo. O gráfico obtido como resposta dessa simulação foi utilizado para obter os parâmetros Δy_p , Δy_u e t_p (Figura 17). Esses parâmetros permitiram realizar os cálculos de: Δy_∞ , D , B , A , r , K , τ_1 , θ (Quadro 2). A substituição dos parâmetros K , τ_1 e θ , nas equações apresentadas na Tabela 5 permitiram obter os parâmetros de sintonia para o controlador pelo método SIMC. Para mais detalhes, consultar o trabalho de Skogestad e Grimhit (2011).

Quadro - 2 Cálculos dos parâmetros para sintonia SIMC

Parâmetro	Cálculo/Origem
K_{c0}	Teste malha fechada de Ziegler-Nichols
t_p	Gráfico teste ajuste do <i>setpoint</i> em malha fechada
Δy_p	
Δy_u	
Δy_s	
Δy_∞	$0,45 (\Delta y_p + \Delta y_u)$

D	$\frac{\Delta y_p - \Delta y_\infty}{\Delta y_\infty}$
B	$\left \frac{\Delta y_s - \Delta y_\infty}{\Delta y_\infty} \right $
A	$1,152 D^2 - 1,607 D + 1$
r	$2 \frac{A}{B}$
K	$\frac{1}{K_{c0} B}$
θ	$t_p (0,309 + 0,209 e^{-0,61 r})$
τ_1	$t \theta$

Fonte: SKOGESTAD e GRIMHIT (2011)

O método SIMC (Skogestad-IMC) avaliado considerando o modelo matemático definido nesse estudo para o sistema (SIMC- Integrador com atraso), utilizou o ganho da planta (K) calculado na modelagem matemática, a constante dominante de tempo (τ_2) igual a 2 e o atraso/tempo morto efetivo (θ) igual a 1, ambos considerados nas premissas para modelagem matemática. Esses parâmetros foram utilizados nas fórmulas matemáticas apresentadas na Tabela 4, caso de sistema integrador com atraso e a sintonia para o controlador PID foi obtida. O τ_c , usado nas equações para cálculo do K_c (Tabela 4), representa a constante de tempo de malha fechada e foi considerada igual a 6,5.

Tabela 4 - Métodos SICM (Skogestad-IMC)

SIMC	$g(s)$	K_c	τ_i	τ_D
Aproximação primeira ordem	$K \frac{e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)}$	$\frac{1}{K} \frac{\tau_1}{(\tau_c + \theta)}$	$\text{Min } \{\tau_1, 4(\tau_c + \theta)\}$	-
Integrador com atraso	$K' \frac{e^{-\theta s}}{(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{1}{K'} \frac{1}{(\tau_c + \theta)}$	$4(\tau_c + \theta)$	τ_2

Fonte: SKOGESTAD e GRIMHIT (2011)

Os valores obtidos para K , τ_1 e θ , foram utilizados para obter os parâmetros de sintonia do controlador PI pelos métodos de IAE e ITAE utilizando as fórmulas E.3.3.1 e E.3.3.2

apresentadas a seguir. As constantes A, B, C e D usadas para cálculo dos parâmetros da sintonia para um degrau na perturbação da carga são apresentadas na Tabela 5.

$$K_p = \frac{1}{k} (A (\theta/\tau)^B) \quad (E. 3.3.1)$$

$$T_i = \frac{\tau}{(c (\frac{\theta}{\tau})^D)} \quad (E. 3.3.2)$$

$$T_d = \tau \left(E \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^F \right) \quad (E. 3.3.3)$$

Tabela 5 - Constantes para cálculos dos parâmetros de sintonia pelos métodos IAE e ITAE

Controlador	Critério	A	B	C	D	E	F
PI	IAE	0,984	-0,986	0,608	-0,707	-	-
PI	ITAE	0,859	-0,977	0,674	-0,68	-	-
PID	IAE	1,435	-0,921	0,878	-0,749	0,482	1,137
PID	ITAE	1,357	-0,947	0,842	-0,738	0,381	0,995

Fonte: LOPEZ (1967)

O método do H. Teixeira utilizado adota uma abordagem clássica de sintonia baseada em vaso pulmão, a partir de dados de projeto da válvula de overboard e da torre desaeradora. Como requisito de desempenho, arbitrou-se uma banda admissível de variação de nível de 30% de amplitude. O tempo de residência da torre desaeradora foi calculado dividindo-se o volume de controle da torre (delimitado pelas tomadas do LIT) pela vazão máxima da válvula E. 3.3.4.

$$T_R = \frac{\text{Volume (m}^3\text{)}}{\text{Vazão máxima } (\frac{\text{m}^3}{\text{h}})} = \frac{\pi D^2 (h_{\max} - h_{\min})}{\frac{C_{vesp}}{C_{vm\acute{a}x}} \frac{W_{m\acute{a}x}}{\rho}} \quad (E. 3.3.4)$$

Os parâmetros de sintonia para H. Teixeira foram então calculados pelas equações E. 3.3.5 e E. 3.3.7.

$$K_C = 0,736 \frac{F_D (\%)}{\text{Banda } (\%)} = 0,736 \frac{30\%}{10\%} \quad (E. 3.3.5)$$

Onde F_D é a magnitude da perturbação em percentual e a Banda representa a excursão máxima admissível em relação ao *setpoint*.

$$T_i = \frac{4 T_R}{K_C} \quad (E.3.3.6)$$

$$K_i = \frac{K_C}{T_i} = \frac{K_C^2}{4 T_R} \quad (E.3.3.7)$$

3.4. CRITÉRIOS DE DESEMPENHO

Os critérios considerados nesse estudo para comparação entre os métodos de sintonia de malha de controle de nível da desaeradora foram:

- *Overshoot*;
- Razão de declínio;
- Tempo de elevação ou ascensão;
- Tempo de estabilização ou sedimentação. Os limites utilizados de variação total foi de ± 1 ;
- IAE (Integral do módulo do erro);
- ITAE (Integral do módulo do erro ao quadrado).

Os cálculos do IAE e ITAE foram realizados a partir da coleta de um conjunto significativo de pontos dos gráficos de respostas ao degrau (%) e perturbação (%) de 0,075. A partir dos dados obtidos dos gráficos calculou-se a integral via *software* Oring 9.0. Para o cálculo do IAE considerou-se a integral do valor absoluto do erro entre variável e o *setpoint* em um período de análise (E.3.4.1) e para o ITAE a integral do produto do tempo pelo valor absoluto do erro entre a variável e o *setpoint* para o mesmo período de análise (E.3.4.2).

$$IAE = \int |E(t)| dt \quad (E.3.4.1)$$

$$ITAE = \int t |E(t)| dt \quad (E.3.4.2)$$

4. CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

A função de transferência do sistema de desaeração a vácuo foi definida após avaliação do processo. O controle de nível da desaeradora a vácuo é realizado através de uma válvula de controle localizada a jusante da bomba *booster* de injeção, na linha de *overboard*, como apresentado na Figura 11. Ao estudar a malha de controle, foi possível verificar que o instrumento de medição de nível (LIT) mede e indica o nível de líquido na torre, o controlador (LIC) calcula a ação de controle ou corretiva com base em um valor pré-definido de nível desejado (*setpoint*) e o sinal de saída resultante do cálculo do controlador é utilizado para manipular a válvula de controle através de um atuador. O processo reage ao ajuste da válvula, mudando o nível de líquido na desaeradora para o *setpoint* de operação desejado. Logo, quando o sistema é submetido a uma perturbação externa que cause a variação da vazão de alimentação de água para a desaeradora e o nível extrapola o range pré-definido como normal de operação, a malha de controle atua para corrigir e retornar para o *setpoint* desejado.

O conhecimento da dinâmica do processo associado a definição de algumas premissas, como descrito no item 3.1, permitiu propor a função de transferência do sistema (E 4.1) e o estudo da sintonia de malha para o controlador. A presença da bomba *booster* entre o vaso que se deseja controlar o nível (desaeradora) e a válvula de controle localizada na linha de *overboard* faz com que a pressão contra a corrente da válvula seja fornecida pela bomba e, portanto, é independente do nível do reservatório como descrito por Smith e Corripio (2008) para um sistema semelhante.

$$F(s) = \frac{K}{s(\tau_v s + 1)} e^{-1s} \quad (E\ 4.1)$$

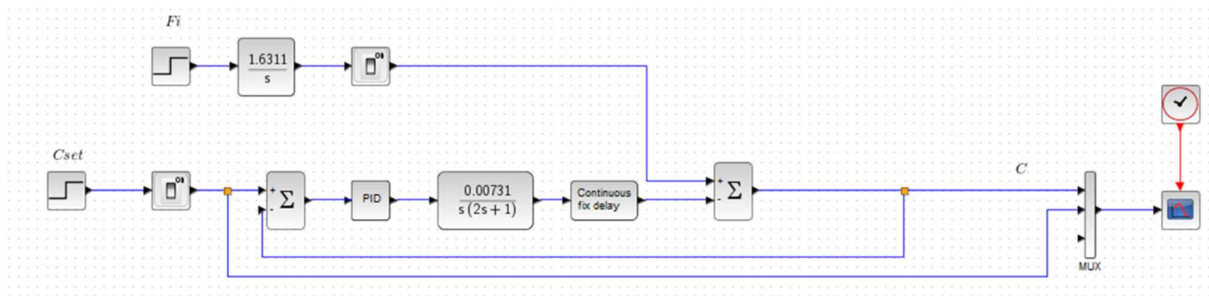
Os cálculos realizados para definição dos ganhos da válvula (K_v), do transmissor de nível (K_T) e do processo (K, K_u) são apresentados na Tabela 7. A modelagem matemática do sistema permitiu gerar o diagrama de blocos, apresentado na Figura 12, no qual se considerou a constante de tempo da válvula, τ_v , igual a 2 segundos e tempo morto de 1 segundo (premissas definidas no capítulo 3). O aumento no nível do vaso deve fazer com que o valor da saída do controlador também aumente para gerar a abertura da válvula de saída de *overboard* e aumentar o fluxo de saída, F_{ov} .

Tabela 6- Cálculos de ganho da função de transferência

Parâmetro	Fórmula	Valor calculado	Unidade
K_v	$\frac{df}{dm} = \frac{0,3205 \text{ m}^3/\text{s}}{71,48 \%}$	0,0045	m ³ /%SC-s
K_T	$\frac{100 - 0}{h_{\text{máx}} - h_{\text{mín}}} = \frac{100 - 0}{8,515\text{m} - 2,810\text{m}}$	17,53	%ST/m
K_u	$\frac{K_T}{A} = \frac{17,53}{10,75}$	1,631	%ST/m ³
K	$\frac{K_v K_T}{A} = \frac{0,0045 * 17,53}{10,75}$	0,0073	%ST/%SC-s

Fonte: Autoria própria (2022)

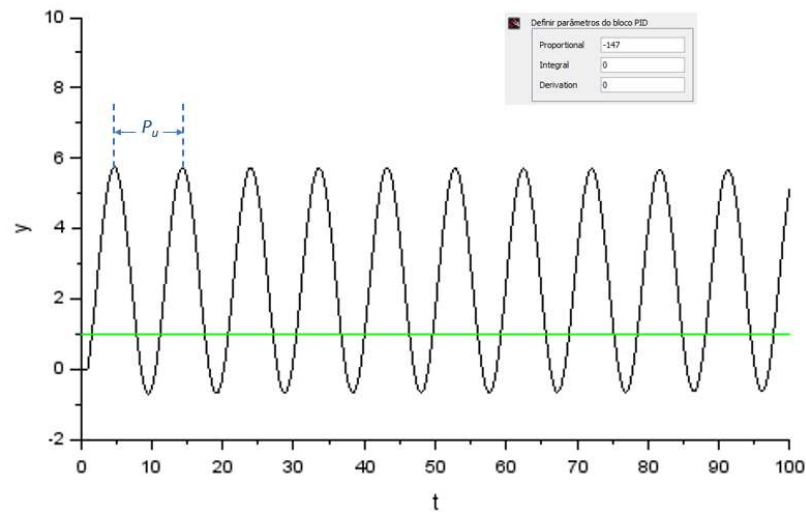
Figura 12- Diagrama de blocos da malha de controle de nível da desaeradora



Fonte: Autoria própria (2022)

O método de sintonia de controle de malha mais difundido é o de Ziegler e Nichols (1942) por ser o primeiro a apresentar uma metodologia simples. Por esse motivo, esse método foi escolhido para dar início ao estudo de sintonia do controlador neste trabalho. Ziegler e Nichols propuseram o método de malha fechada/senoidal (descrito no Item 3.3) que foi aplicado ao digrama de blocos apresentado na Figura 12 em simulação no *software* livre SCILAB. Ao aumentar o ganho proporcional até 147, foi possível identificar a oscilação da malha de forma constante (Figura 13). A partir do gráfico obtido pela resposta da malha, o período crítico final foi extraído, medindo-se o período entre os picos. Sendo assim, o P_u encontrado foi 10.

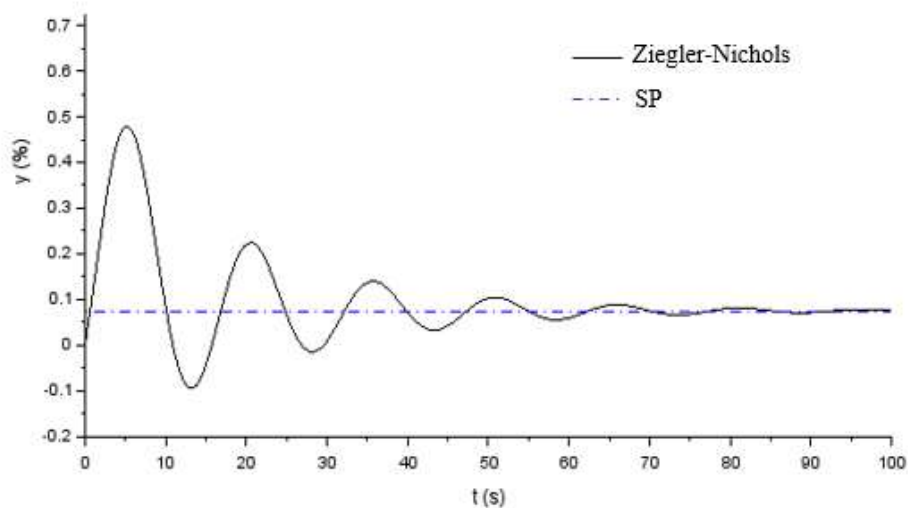
Figura 13 – Resposta da malha com o ganho do controlador igual ao ganho final (Scilab 6.1.1 – Xcos)



Fonte: Autoria própria (2022)

Uma vez que o ganho e o período final foram determinados, eles foram utilizados nas equações da Tabela 2 (Capítulo 3 – Item 3.3) para os cálculos dos parâmetros de sintonia do controlador. A simulação com os parâmetros já sintonizados (Tabela 8) gerou o gráfico apresentado na Figura 14.

Figura 14 – Resposta sintonia do controlador por Ziegler e Nichols



Fonte: Autoria própria (2022)

A resposta obtida pela sintonização em malha fechada pelo método de Ziegler e Nichols usa como critério de desempenho uma razão de declínio igual a 0,25. O estudo de Ziegler e Nichols de 1942 destaca que esse critério de 0,25 apresenta um ótimo desempenho para controladores de forma geral, mas que nem sempre deve ser utilizado.

A partir do método proposto por Ziegler e Nichols (1942), outros métodos sistemáticos de sintonia de controladores PID foram propostos buscando melhorar o desempenho operacional. Neste trabalho, utilizou-se o método de Tyreus-Luyben, para comparação de desempenho. Assim como o método de malha fechada/senoidal proposto por Ziegler e Nichols, o método de Tyreus-Luyben considera o ganho crítico e o período crítico para definição dos parâmetros de sintonia do controlador (Tabela 3, Capítulo 3 - Item 3.3). A Tabela 8 mostra os parâmetros calculados para os métodos considerando o controlador PI.

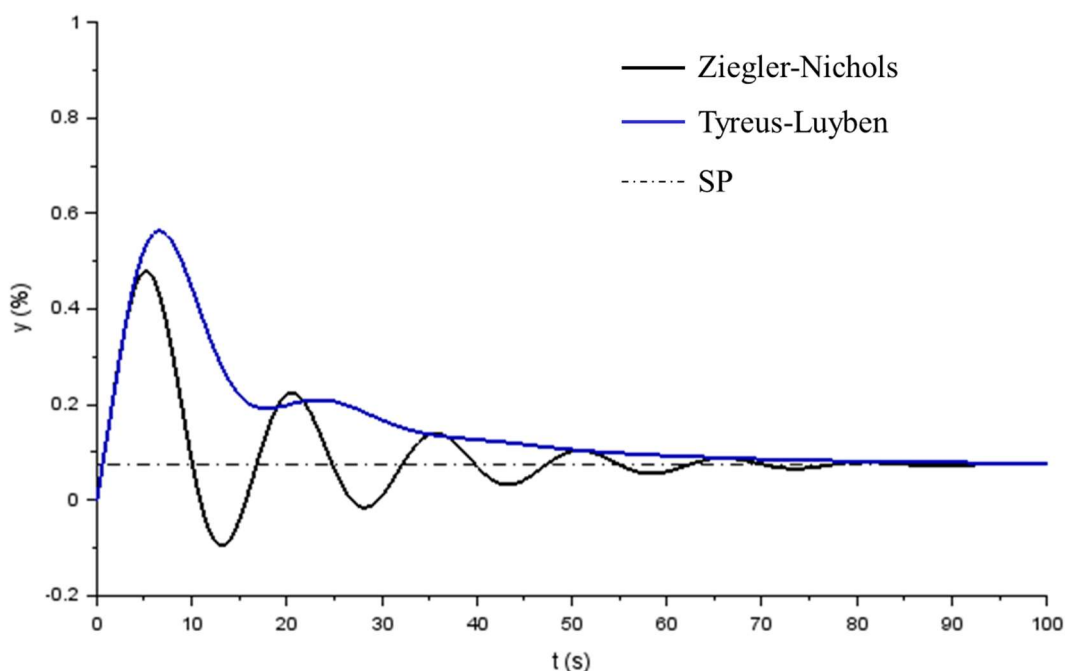
Tabela 7 - Sintonia do controlador PI por Ziegler-Nichols, Tyreus-Luyben

Método	K_p	K_i
Ziegler-Nichols	66,150	7,938
Tyreus-Luyben	45,570	2,071

Fonte: Autoria própria (2022)

A simulação da resposta do sistema a uma mudança de degrau unitário no *setpoint* para os parâmetros do controlador obtidos pelos métodos baseados no ganho crítico e período crítico (Ziegler-Nichols e Tyreus-Luyben) é apresentada na Figura 15. Observa-se que o método de Ziegler-Nichols apresenta menor *overshoot*, porém é mais instável quando comparado aos ajustes propostos pelos métodos Tyreus-Luyben.

Figura 15- Comparação dos métodos de sintonização por ganho crítico



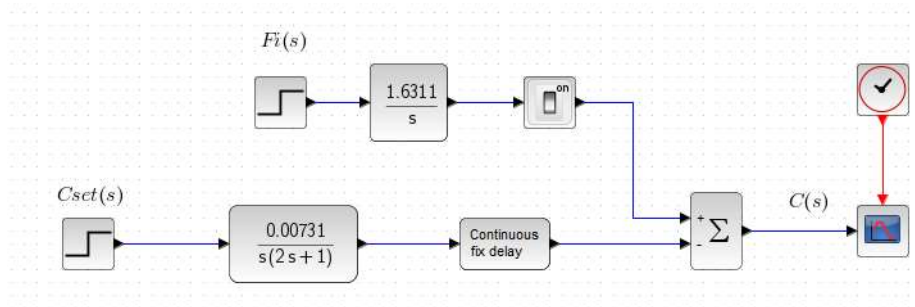
Fonte: Autoria própria (2022)

O método Ziegler-Nichols resulta em uma resposta de perturbação muito boa para processos de integração, mas possui configurações bastante agressivas. Na prática, este teste pode levar o processo a variar fora de uma região segura, podendo causar instabilidade do sistema. Por isto este teste não é muito utilizado na prática (ZIEGLER e NICHOLS, 1942). Para obter maior robustez para os processos com atraso, Tyreus e Luyben (1992) propuseram o uso de configurações menos agressivas, mas que tornam a resposta ainda mais lenta para processos com atraso (SKOGESTAD, 2003). A utilização de fórmulas como as propostas pelos referidos métodos reduz o procedimento de sintonização a partir do ajuste de um único parâmetro, o ganho último do controlador.

A próxima etapa do trabalho teve como objetivo comparar métodos que utilizam os parâmetros de ganho crítico (K_{cu}) e período crítico (T_u) com métodos que utilizam os parâmetros de ganho do estado estacionário do processo (K), tempo morto efetivo (θ) e constante de tempo efetiva do processo (τ). O segundo método proposto por Ziegler e Nichols (1942) utiliza um teste de degrau em malha aberta para definição desses parâmetros a partir da curva do sistema. O diagrama de blocos da Figura 12 foi ajustado para malha aberta, como demonstrado na Figura 16, e a resposta ao degrau simulada no SCILAB é apresentada na Figura 17.

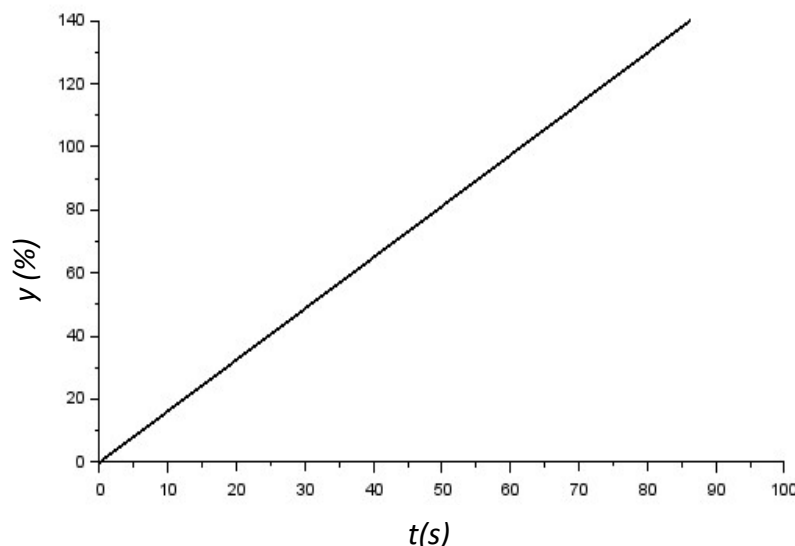
Esse teste mostra que o processo não atinge um estado estacionário, já que apresenta uma dinâmica integradora e, portanto, o método do degrau em malha aberta não se aplica a esse caso. A aplicação do método de Ziegler-Nichols em malha aberta só é indicada para sistemas que atinjam o estado estacionário. O método do degrau em malha aberta apresenta precisão baixa, pois o teste de degrau não fornece informações suficientes para a extração dos parâmetros adicionais, como segunda constante de tempo ou proporção de amortecimento, que são necessárias para sistemas de segunda ordem com atraso (SMITH e CORRIPIO, 2008).

Figura 16 - Diagrama de bloco para teste em malha aberta



Fonte: Autoria própria (2022)

Figura 17 - Resposta ao degrau em malha aberta



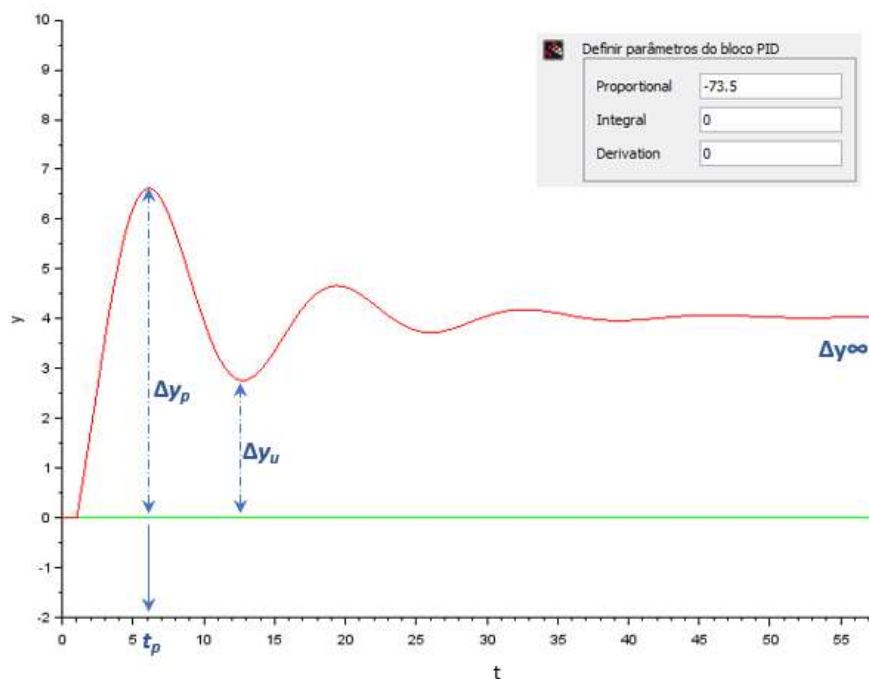
Fonte: Autoria própria (2022)

Para uma avaliação comparativa com os métodos Ziegler-Nichols, Tyreus-Luyben, utilizou-se o procedimento de sintonia de controlador proposto por Skogestad e Grimhit (2011), método SIMC, que, como descrito pelo autor, apresenta um bom desempenho para processos de integração e com atraso. Esse método foi proposto com base nas ideias clássicas apresentadas por Ziegler e Nichols (1942), método do modelo de controle interno (IMC – *Internal Model*

Control) de Riviera e colaboradores (1986) e pela sintonia proposta por Smith e Corripio (2008).

Como descrito em matérias e métodos, a sintonia do controlador utilizando o método SIMC (Skogestad-IMC) foi realizada de duas formas: em uma considerou-se que o modelo do sistema não era conhecido e na outra utilizou-se o modelo matemático definido para o sistema. Para o primeiro caso, estimou-se o ganho da planta (K), o atraso de tempo/tempo morto (θ) e constante de tempo do processo (τ_1). Esses parâmetros foram obtidos pelo ajuste do *setpoint* em malha fechada, como descrito no Item 3.3 do Capítulo 3. Iniciou-se o procedimento ajustando o ganho proporcional para metade do ganho crítico definido no experimento de malha fechada de Ziegler-Nichols (Figura 13). A resposta ao ponto de ajuste do *setpoint* obtida no SCILAB é apresentada na Figura 18. A partir do gráfico, foram extraídas as informações necessárias para se obter K , θ e τ_1 (Tabela 9) que foram aplicados as equações da tabela 4 (aproximação de primeira ordem) e obtidos os parâmetros de sintonia do controlador apresentados na Tabela 9.

Figura 18 - Resposta ao ponto de ajuste do *setpoint* em malha fechada



Fonte: Autoria própria (2022)

Tabela 8 – Cálculos de parâmetros pelo procedimento de ajuste do setpoint em malha fechada

Parâmetro	K_{c0}	t_p	Δy_p	Δy_u	Δy_s	Δy_∞	D	B	A	r	K	θ	τ_1
Valor calculado	73,5	6	6,6	2,8	1	4,23	0,56	0,764	0,461	1,208	0,018	2,454	2,965

Fonte: Autoria própria (2022)

Para o caso de sintonia pelo método SIMC utilizando o modelo matemático definido para o sistema, utilizou o ganho da planta ($K = 0,00731$), a constante dominante de tempo ($\tau_1 = 2$) e o atraso/tempo morto efetivo ($\theta = 1$). Os parâmetros de sintonia foram calculados pelas equações da tabela 4, para processo integrador com atraso estão disponíveis na Tabela 9.

Os parâmetros K , θ e τ , podem ser usados para sintonia de malha do controlador pelo método SIMC e para outros métodos (SKOGESTAD e GRIMHIT, 2011). Neste trabalho, avaliou-se os métodos que utilizam o erro mínimo integral, IAE e ITAE, a partir de K , θ e τ , obtidos pelo procedimento seguido de ajuste de *setpoint* em malha fechada (aproximação do modelo de 1ª ordem) e a partir desses mesmos parâmetros obtidos pela modelagem do sistema (Integral com atraso). O método de sintonização pelo erro mínimo integral proposto por Lopez e colaboradores (1967) se baseia na suposição de que a função de transferência do processo para entrada de distúrbio é idêntica às funções de transferência para o sinal de saída do controlador. Os resultados de sintonia para o controlador PI são apresentados Tabela 10. A sintonia pelos métodos IAE e ITAE consideram os valores de K , θ e τ , obtidos pelo procedimento de ajuste de *setpoint* em malha fechada, pois quando foram usados K , θ e τ obtidos pela modelagem do sistema a sintonia se mostrou instável para ambos os métodos.

Tabela 9 - Parâmetros sintonia SIMC, ITA e ITAE

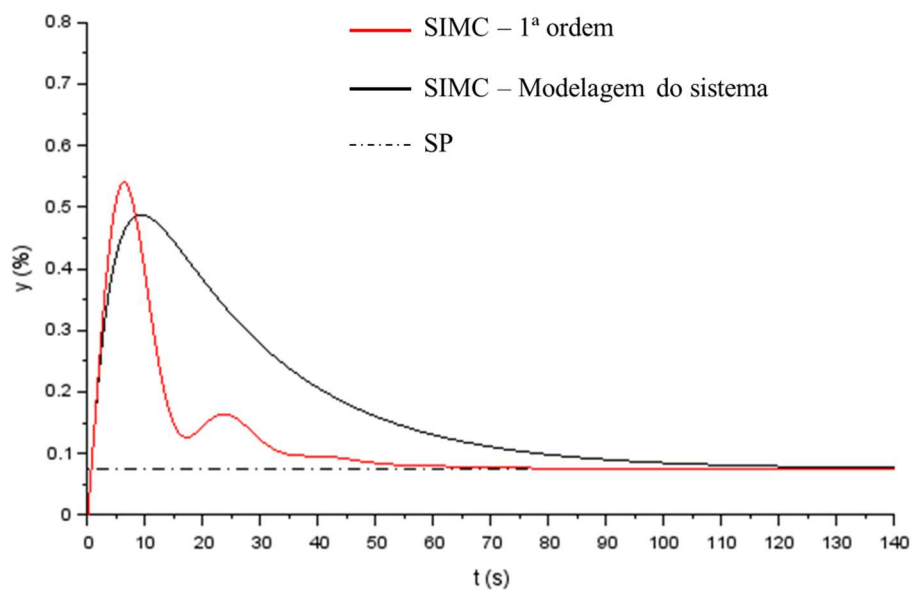
Método	K_p	K_i	K_D
SIMC - 1ª ordem	47,847	3,463	-
SIMC – Integrador com atraso	36,480	1,22	72,96
IAE	45,365	2,124	-
ITAE	39,670	2,120	-

Fonte: Autoria própria (2022)

A comparação entre os métodos de sintonia SIMC pela aproximação ao modelo de 1ª ordem e pelo método que considera o processo integrador com atraso (modelagem matemática

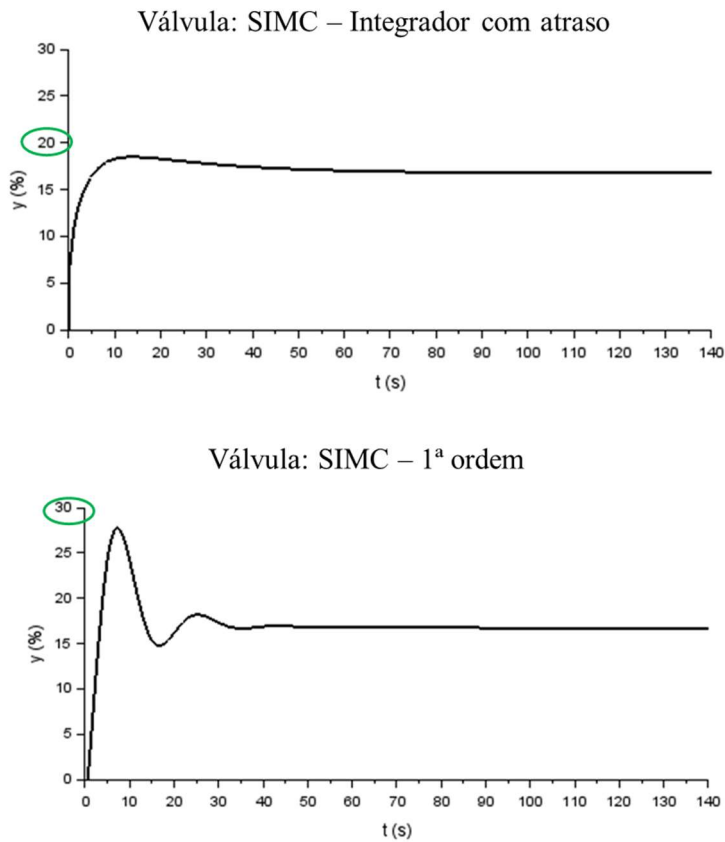
desenvolvida para o controle de nível da desaeradora) é mostrado na Figura 19. É possível observar que para o caso da aproximação a um modelo de 1ª ordem, o *overshoot* é maior, porém a estabilização no *setpoint* ocorre mais rápido, aproximadamente metade do tempo. Esse resultado sugere que o SIMC-1ª ordem, tenha apresentado um melhor desempenho. Porém, ao avaliar o comportamento de variação de abertura da válvula na mesma simulação (Figura 20) observa-se que a variação no percentual de abertura da válvula foi maior para o método SIMC-1ª ordem, chegando próximo a 30% com maior oscilação, enquanto para o método SIMC-Integrador com atraso não ultrapassou 20% estabilizando rapidamente. Esse comportamento é desejável pois permite que os equipamentos fiquem menos vulneráveis as variações do processo.

Figura 19- Comparação dos métodos de sintonização do controlador



Fonte: Autoria própria (2022)

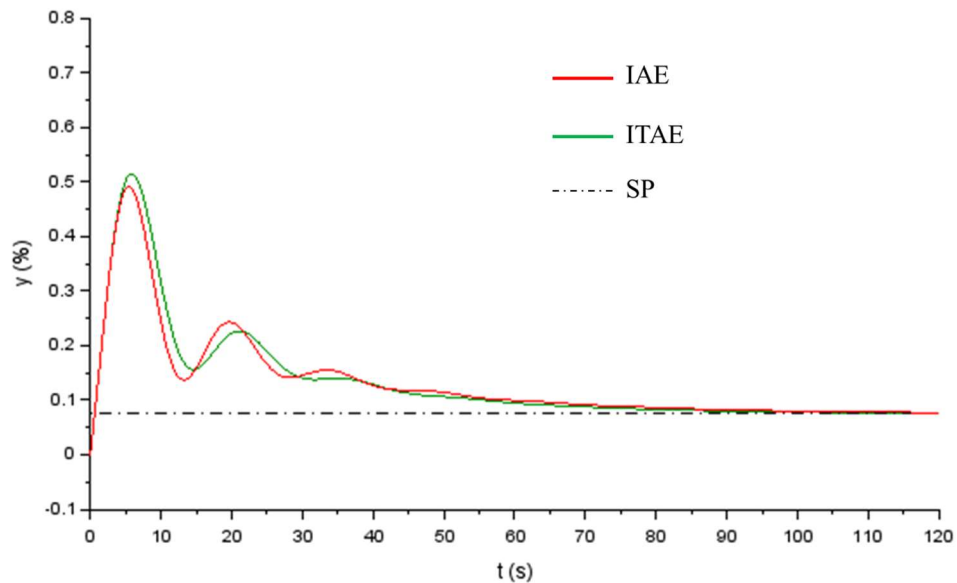
Figura 20- Comparação do comportamento da válvula nos métodos SIMC



Fonte: Autoria própria (2022)

Os métodos IAE e ITAE apresentaram respostas parecidas nas simulações realizadas a partir dos parâmetros de sintonia do controlador (Figura 21). Em ambos, o comportamento de abertura das válvulas foi oscilatório (resultados não apresentados).

Figura 21- Resposta sintonia do controlador pelos métodos da integral do erro



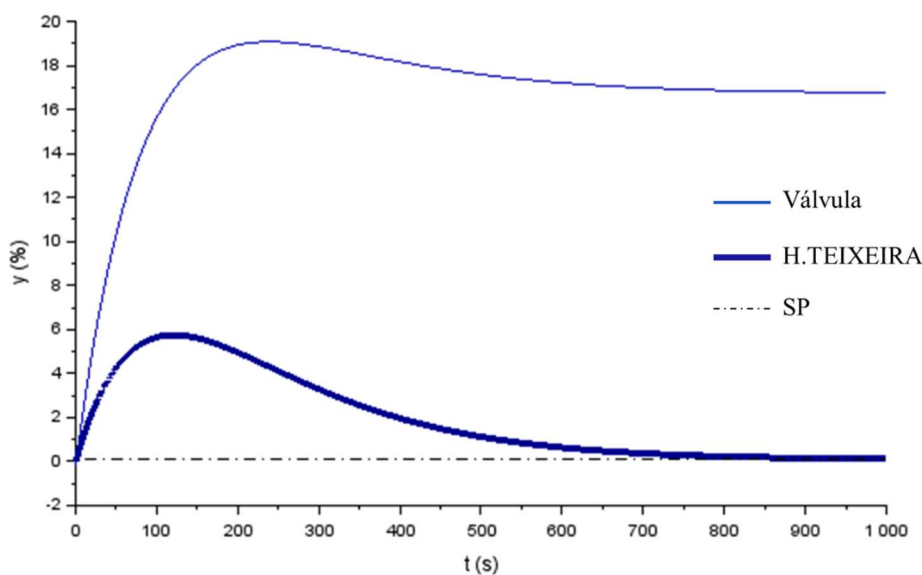
Fonte: Autoria própria (2022)

A sintonia do controlador pelo método de H. Teixeira (Tabela 10), que utiliza o princípio do vaso pulmão, descrito no item 3.3, apresentou tempo de estabilização muito elevado, maior que 1000 segundos. Porém, o comportamento da válvula apresentou variação do percentual de abertura lenta e baixa oscilação (Figura 22). Apesar do maior tempo de estabilização e *overshoot* observados para esse método, essas variações são aceitáveis para o processo. A torre desaeradora é um vaso de grandes dimensões absorvendo as variações de nível observadas e reduzindo as ações sobre a válvula de *overboard*.

Tabela 10 - parâmetros de sintonia método H. Teixeira (vaso pulmão)

Método	K_p	K_i
H. Teixeira	2,208	0,009

Figura 22- Resposta sintonia do controlador pelo método H. Teixeira



Fonte: Autoria própria (2022)

A avaliação geral de desempenho dos métodos foi realizada de acordo com os seguintes critérios: “*overshoot*”, razão de declínio, tempo de ascensão ou subida e tempo de estabilização no estado estacionário, IAE e ITAE. Considerou-se que o sistema atingiu o estado estacionário quando se manteve na faixa de $\pm 1\%$ do *setpoint*. A Tabela 11 mostra os resultados obtidos, onde é possível verificar que não existe uma sintonização que seja a melhor em todos os critérios. As curvas de Ziegler-Nichols e SIMC - 1ª ordem apresentaram o menor *Overshoot*. O método SIMC- integrador com atraso mostrou a menor razão de declínio. O método que apresentou o menor tempo de estabilização foi o SIMC - 1ª ordem. O método H. Teixeira apresentou maiores *Overshoot*, IAE, ITAE e tempo de estabilização.

Tabela 11 - Comparação entre as diferentes sintonizações para o controlador PID

Critério	<i>Overshoot</i>	Razão de declínio	Tempo de ascensão (s)	Tempo de estabilização (s)	IAE	ITAE
Ziegler-Nichols	0,41	0,36	0,61	99	5,2	96,3
Tyres-Luyben	0,49	0,30	0,61	101	8,1	153,2
SIMC - 1ª ordem	0,46	0,19	0,61	80	4,9	56,0
SIMC- integrador com atraso	0,41		0,61	152	13,6	355,1
IAE	0,42	0,40	0,61	141	6,8	156,3
ITAE	0,44	0,32	0,61	125	7,0	143,1
H. TEIXEIRA	4,925			> 1000	1893,4	462472,0

5. CAPÍTULO 5 – CONCLUSÃO

5.1. CONCLUSÃO

Os resultados obtidos neste estudo foram considerados satisfatórios e atingiram o objetivo de avaliar a malha de sintonia do controle de nível do vaso desaerador do sistema de tratamento de água de injeção em poços produtores de petróleo.

A modelagem matemática do sistema permitiu a criação do diagrama de blocos e a realização das simulações dinâmicas utilizando o Xcos® do software Scilab®.

Os testes em malha aberta, realizados pelo método de Ziegler-Nichols, permitiram demonstrar que o sistema de controle de nível é um processo integrador. O método de Ziegler-Nichols em malha fechada mostrou maior instabilidade, quando comparado com o método Tyreus-Luyben, que também utiliza o ganho crítico como base fundamental para definição dos parâmetros de sintonia do controlador.

A comparação entre os métodos de sintonia SIMC- 1ª ordem e SIMC- Integrador com atraso mostrou que para o caso da aproximação para um modelo de 1ª ordem, ocorreu maior variação no percentual de abertura da válvula e maior oscilação.

O método de H. Teixeira apresentou o maior *overshoot* e tempo de estabilização, mas apresentou variação do percentual de abertura da válvula lenta e baixa oscilação.

Não foi possível identificar um método que apresentasse o melhor de todos os critérios avaliados. Porém, considerando o comportamento de abertura das válvulas, os métodos SIMC- Integrador com atraso e H. Teixeira mostraram os melhores resultados.

5.2. SUGESTÕES FUTURAS

Para trabalhos futuros, recomenda-se a avaliação de outros métodos de sintonia de malha e, se possível, realizar um teste de campo aplicando os parâmetros de sintonia do controlador obtidos para o método que apresentar melhor desempenho.

REFERÊNCIAS

- ARAÚJO-JORGE, T. C.; COUTINHO, M. L. M.; AGUIAR, L. E. V. **Sulphate-reducing bacteria associated with biocorrosion - a review**. Mem Inst Oswaldo Cruz 87: 329-337. 1992.
- ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T.. ‘**Automatic tuning of simple regulators with specifications on phase and amplitude margins**’, Automatica 20(5), 645–651, 1984.
- BEGA, Egidio Alberto (org.). **Instrumentação industrial**. 2. Ed. Rio de Janeiro: Interciência: IBO, 2006.
- BINSZTOCK, M.T.; MONIÉ, F. (Orgs.). **Geografia e Geopolítica do Petróleo**. Rio de Janeiro, Editora Mauad, 2012.
- BRASIL, N. I. do; ARAÚJO, M. A. S.; SOUSA, E. C. M. de. **Processamento de Petróleo e Gás: petróleo e seus derivados, processamento primário, processos de refino, petroquímica, meio ambiente**. Rio de Janeiro: LTC, 2011.
- BUDIN, D.; ZEM-LOPES, A.. **Indústria 4.0 e os desafios para a capacitação profissional**. Conference: X Fateclog - logística 4.0 & a sociedade do conhecimento. Guarulhos/SP, 2019.
- CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 1. Ed. São Paulo: Edgard Blucher, 2006.
- CASSAPO, F.. Indústria 4.0 – Indústria - em Revista – Abr a Jun/2016 | Ano III nº 10, p. 14 – 20.
- CURI, D. (Org.). **Gestão ambiental**. São Paulo: Pearson Prentice Hall. 312 p. ISBN 978-85-7605-698-0, 2011.
- DE MEDEIROS, A. A. D.. **Modelagem e Análise de Sistemas Dinâmicos**, Apostila. 2003.
- EPE. **Matriz Energética e Elétrica**. Disponível em: www.epe.gov.br/pt/abcdenergia/matriz-energetica-e-eletrica, Consulta em 2022. Acesso em 05 nov. 2022.
- ETA PROCESS PLANT. **Deaeration for Water Injection**. Koch-Glitsch. 103-Rev-1A 06. 2021.
- FABRICIO, T. M.; SOUZA, V. J. De. **Automação e padronização dos processos produtivos como ferramenta de melhoria de produtividade: um estudo de caso**. Simpep, Bauru- SP, 2015.
- FLUID CONTROLS INSTITUTE – Norma FCI 62.1 –ISA.
- FORBES. **The Pennsylvania Start-up That Changed The World**. Disponível em <http://www.forbes.com/2009/09/03/oil-daniel-yergin-business-energy-oil.html>. Acesso em: janeiro 2016.

GIRAUD, C.; BOY de la TOUR, X. **Géopolitique du Pétrole et du Gaz**. Editions Technip, Paris, 1987.

GOKALP, E.; SENER, U.; EREN, P. E.. **Development of an Assessment Model for Industry 4.0: Industry 4.0-MM**. In: Mas, A., Mesquida, A., O'Connor, R.V., Rout, T., Dorling, A. (eds.) SPICE 2017. CCIS, 770(Springer, Cham), pp. 128-142, 2017.

HABERT, A.C.; BORGES, C. P.; NÓBREGA R.; OLIVEIRA, D. R.. **Fundamentos e Operação dos Processos de Nanofiltração e Osmose Inversa**, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2005.

HEATHERLY, M.W.; HOWELL, M.E.; MCELHINEY, J.E.. **Sulfate Removal Technology for Seavater Waterflood Injection**. Offshore Technology Conference, Houston, Texas, U.S.A., 1994.

HENRY, W.. **Experiments on the quantity of gases absorbed by water, at different temperatures, and under different pressures**. Philosophical Transactions, R. Soc. Lond. 93: 29–43, 1803.

IEA. **Explore energy data by category, indicator, country or region**. Disponível em: <https://www.iea.org/data-and-statistics/data-browser?country=WORLD&fuel=Energy%20supply&indicator=CoalProdByType>, Acesso em: 20 out. 2021

LIMA, F. S. de. **A automação e sua evolução**. Redes para Automação Industrial. DCA2401 - PPGEE. Natal, 2003.

LOPEZ, A. M.; MURRIL, P. W.. **Controller Tuning Relationships Based on Integral Performance Criteria**. Instrumentation Technology, 14 (11), p. 57, 1967.

MAITELLI, A. L. **Controladores Lógicos Programáveis**, Apostila, 2001.

MCELHINEY, J. E.; DAVIS, R. A.. **Desulfated Sewater and Its Impact on t-SRB Activity: An Alternative Souring Control Methodology**. paper 02028 Corrosion 2002.

MCLAMB, E. (2011). The Ecological Impact of the Industrial Revolution. Ecology Communications Group, Inc. (ECG). Disponível em: <http://www.ecology.com/2011/09/18/ecological-impact-industrial-revolution/>. Acesso em: 24 jan. 2014.

MCLAMB, E. (2013). **The continuing Ecological Impact of the Industrial Revolution**. Ecology Communications Group, Inc. (ECG). Disponível em: <http://www.ecology.com/2013/11/11/continuing-ecological-impact-industrial-revolution/>. Acesso em: 24 jan. 2014.

MORAES RIBA, L. V.; HERVÉ, M.. **Escopo do Petróleo 4.0: Análise de Dados, Computação em Nuvem e Internet das Coisas**. Revista Boletim do Gerenciamento, Julho 2019.

NERY JUNIOR, G. A.. **Sintonia ótima de controladores MPC considerando incertezas de modelagem**. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2015.

NEVES, C.; DUARTE, L.; VIANA, N.; LUCENA Jr, V. F. de. **Os dez maiores desafios da automação industrial: As perspectivas para o futuro**. In: II Congresso de Pesquisa e Inovação da Rede Norte Nordeste de Educação Tecnológica. 2007.

OGATA, K.. **Engenharia de Controle Moderno**, Pearson Prentice Hall– 5ª Edição, São Paulo, 2010.

PINTO JR., H. Q.. **Economia da energia: fundamentos econômicos, evolução histórica e organização industrial**. Rio de Janeiro, Editora Campus, 2007.

RIERA, P.. **Sistemas de remoção de sulfato em unidades de produção offshore**. Escola de Engenharia – Universidade Federal Fluminense; Niterói; 2011.

ROVIRA, M.; SMITH. **Tuning Controllers for Setpoint Changes**. Instruments and Control Systems, V. 42, pp 67-69, 1969.

RUBAAI, A.; SITIRICHE, M. J. C.; OFOLI, A. R. ‘**Design and implementation of parallel fuzzy pid controller for high-performance brushless motor drives: An integrated environment for rapid control prototyping**’, IEEE TRANSACTIONS ON INDUSTRIAL ELECTRONICS 44, 1090–1098, 2008.

SHAMSUZZOHA, M.; SKOGESTAD, S.. **The setpoint overshoot method: a simple and fast method for closed-loop PID tuning**. J. Process Control 20, 1220–1234, 2010.

SKOGESTAD, S.; GRIMHIT, C.. **The SIMC method for smooth PID controller tuning**. Chapter for PID book. Editora E. Vilanova, 2011.

TAVARES, M. E. E. **Análise do Refino no Brasil: Estado e perspectivas, uma análise “cross-section”**. Tese de Doutorado em Ciências em Planejamento Energético. Rio de Janeiro: UFRJ, COPPE, 2005.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A.. **Princípios e Prática do Controle Automático de Processo**. LTC, 3ª edição, 2008.

THOMAS, J. E.; TRIGGIA, A. A.; CORREIA, C. A.; FILHO, C. V.; XAVIER, J. A. D.; MACHADO, J. C. V.; FILHO, J. E. S.; PAULA, J. L.; ROSSI, N. C. M.; PITOMBO, N. E. S.; GOUVEA, P. C. V. M.; CARVALHO, R. S.; BARRAGAM, R. V. **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**. 2º ed. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2004.

TISSOT, B.P.; WELTE, D., **Petroleum Formation and Occurrence**. Berlin, Springer-Verlag, p.699, 1984.

VANDORE, V.. **Auto-tuning control using ziegler nichols**, em ‘9th IEEE/IAS International Conference on Industry Applications – INDUSCON’. From de pages of Control Enginnering: <http://www.controleng.com/article/CA6378136.html>, 2006.

YUWANA, M.; SEBORG, D.E.: **A new method for on-line controller tuning**. AIChE J. 28, 434–440, 1982.



Datas e horários baseados no fuso horário (GMT -3:00) em Brasília, Brasil
Sincronizado com o NTP.br e Observatório Nacional (ON)
Certificado de assinatura gerado em 07/12/2022 às 20:44:26 (GMT -3:00)

E767FF69550CCB3F6F237E27A3F535C1

 ID única do documento: #5a0ec910-3385-4a5b-999b-6d66b860eb06

Hash do documento original (SHA256): d0bc0a9620c87767817fb1e9b305128e69d7243bb32769222ffb51d0eb27deee

Este Log é exclusivo ao documento número #5a0ec910-3385-4a5b-999b-6d66b860eb06 e deve ser considerado parte do mesmo, com os efeitos prescritos nos Termos de Uso.

Assinaturas (5)

- ✓ **Rodrigo Curvelo dos Santos (Participante)**
Assinou em 07/12/2022 às 18:37:30 (GMT -3:00)
- ✓ **Tanise Mori Flores (Participante)**
Assinou em 08/12/2022 às 08:05:38 (GMT -3:00)
- ✓ **Gesner Andrade Nery Junio (Participante)**
Assinou em 08/12/2022 às 16:52:09 (GMT -3:00)
- ✓ **Natália Ney Lirio (Participante)**
Assinou em 08/12/2022 às 09:51:52 (GMT -3:00)
- ✓ **Alex Vazzoler (Participante)**
Assinou em 07/12/2022 às 17:45:00 (GMT -3:00)

Histórico completo

Data e hora

08/12/2022 às 11:05:38
(GMT -3:00)

Evento

Tanise Mori Flores (Autenticação: e-mail tmflores@cetiqt.senai.br; IP: 177.38.98.94) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.



Data e hora

08/12/2022 às 12:51:52
(GMT -3:00)

Evento

Natália Ney Lirio (Autenticação: e-mail natalia.ney.lyrio.qualitados@petrobras.com.br; IP: 164.85.52.170) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.

07/12/2022 às 20:45:00
(GMT -3:00)

Alex Vazzoler (Autenticação: e-mail avazzoler@cetiqt.senai.br; IP: 186.205.17.186) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.

07/12/2022 às 20:44:26
(GMT -3:00)

Alex Vazzoler solicitou as assinaturas.

07/12/2022 às 21:37:30
(GMT -3:00)

Rodrigo Curvelo dos Santos (Autenticação: e-mail rodrigocurvelo22@gmail.com; IP: 177.38.98.94) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.

08/12/2022 às 19:52:09
(GMT -3:00)

Gesner Andrade Nery Junio (Autenticação: e-mail gesner@petrobras.com.br; IP: 164.85.52.76) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.