



UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA
ESCOLA POLITÉCNICA
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE CONTROLE E AUTOMAÇÃO DE
PROCESSOS

CELSO VINÍCIOS MOREIRA DA SILVA

CONTROLE DE pH NO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE UNIDADE
DESMINERALIZADORA EM UMA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA

SALVADOR

2023

CELSO VINICIOS MOREIRA DA SILVA

CONTROLE DE pH NO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE UNIDADE
DESMINERALIZADORA EM UMA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Colegiado do Curso de Engenharia de Controle e Automação de Processos da Escola Politécnica da Universidade Federal da Bahia, como requisito parcial à obtenção do grau de bacharel em Engenharia de Controle e Automação de Processos.

Orientador: Prof. Dr. Márcio André Fernandes Martins

SALVADOR

2023

CELSO VINICIOS MOREIRA DA SILVA

CONTROLE DE pH NO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE UNIDADE
DESMINERALIZADORA EM UMA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Colegiado do Curso de Engenharia de Controle e Automação de Processos da Escola Politécnica da Universidade Federal da Bahia, como requisito parcial à obtenção do grau de bacharel em Engenharia de Controle e Automação de Processos.

Aprovada em:

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Márcio André Fernandes
Martins (Orientador)
Universidade Federal da Bahia (UFBA))

Prof. Dr. Leonardo Silva de Souza
Visitante PRH35.1 (UFBA)

Prof. Dr. Rodrigo Lima Meira
Universidade Salvador (UNIFACS)

Dedico esta conquista ao meu pai, minha mãe, minha noiva, minha irmã, minha família, aos meus amigos e todos que participaram dessa trajetória.

AGRADECIMENTOS

Gostaria de deixar meus sinceros agradecimentos: Primeiramente, a Deus por tudo;
Ao meu pai e a minha mãe por tudo que eles são, fazem e fizeram por mim;
À minha noiva e amiga, Ellen Linhas, pelo apoio de sempre e pela vida que estamos compartilhando juntos;
Aos meus irmãos, e isso inclui Alexandre;
Aos meus amigos;
Aos colegas da faculdade, em especial Alan, por toda disponibilidade;
Ao meu orientador, Márcio Martins, por acreditar no projeto e clarear o caminho;
E a todos que direta ou indiretamente fizeram parte da minha formação, o meu muito obrigado!

“Não são as nossas habilidades que revelam quem realmente somos. São as nossas escolhas.”

(Alvo Dumbledore)

RESUMO

Este trabalho tem como objetivo automatizar a regulação do processo de neutralização de pH do efluente gerado de uma Unidade Desmineralizadora em uma Indústria Petroquímica específica. O pH do efluente pode sofrer mudanças rápidas para valores ácidos ou básicos à medida que se aproxima do ponto de neutralidade, devido à sua curva logarítmica. Atualmente, a regulação é realizada manualmente pelo operador de campo, resultando em um significativo desperdício de insumos, utilizado para assegurar a conformidade com as especificações do processo. Para alcançar esse objetivo foram coletadas amostras do sistema real, o que permitiu a criação de um modelo matemático para analisar o comportamento e as características do sistema. Foram empregadas as estruturas de modelo não linear NARX (*Nonlinear Auto Regressive with external input*), capazes de descrever a dinâmica comportamental do pH do efluente em relação à dosagem de ácido sulfúrico. Com base nesse modelo matemático, propôs-se a regulação do sistema por meio da estratégia de controle clássica do tipo PI, utilizando uma condição de linearização no ponto de equilíbrio do pH assim como a análise do desempenho do sistema em malha fechada.

Palavras-chave: Identificação de Sistemas, pH, Controle Automático, NARX, Controlador PI

ABSTRACT

This work aims to automate the regulation of the pH neutralization process of the effluent generated by the Demineralizing Unit in a specific Petrochemical Industry. The pH of the effluent can undergo rapid changes to acidic or basic values as it approaches the point of neutrality, due to its logarithmic curve. Currently, regulation is carried out manually by the field operator, resulting in a significant waste of inputs used to ensure compliance with process specifications. To achieve this goal, samples of the real system were taken, which allowed the creation of a mathematical model to analyze the system's behavior and characteristics. The NARX (Nonlinear Auto Regressive with external input) non-linear model structures were used to describe the behavioral dynamics of the effluent pH in relation to the dosage of sulfuric acid. Based on this mathematical model, we proposed regulating the system using a classic PI-type control strategy, using a linearization condition at the pH equilibrium point, as well as analyzing the system's closed-loop performance.

Keywords: System Identification, pH. Automatic Control, NARX, PI Controller.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Diagrama das baterias de operação da Unidade Desmineralizadora.	18
Figura 2 – Visão geral da Unidade Desmineralizadora.	22
Figura 3 – Esquema atual do processo.	23
Figura 4 – Vista Superior do Tq-03.	24
Figura 5 – Corte Lateral do Tq-03.	24
Figura 6 – Tanque de efluente Tq-03 com 1 regeneração.	25
Figura 7 – Tanque de efluente Tq-03 com 2 regenerações.	25
Figura 8 – Gráfico de Titulação. O ganho da curva de titulação é o desvio do Potencial de Hidrogênio (pH) causado por uma mudança na vazão reagente Δm	29
Figura 9 – Indicadores de Ácido e Base.	30
Figura 10 – Estrutura de Controle PID.	35
Figura 11 – Diagrama de blocos do controle em cascata.	39
Figura 12 – Esquema do sistema em malha fechada.	41
Figura 13 – Coleta de dados 1.	42
Figura 14 – Coleta de dados 2.	42
Figura 15 – Coleta de dados 3.	43
Figura 16 – Coleta de dados 4.	43
Figura 17 – Coleta de dados 5.	44
Figura 18 – Comparação dos modelos obtidos	45
Figura 19 – Diagrama de blocos do processo.	47
Figura 20 – Aplicação do método da área para obtenção da função aproximada de primeiro grau.	49
Figura 21 – Gráfico da variação controlada de pH.	51
Figura 22 – Rotação da bomba centrífuga e Vazão.	52
Figura 23 – Controle com distúrbio no pH.	53
Figura 24 – Controle de pH com variação de setpoint.	54
Figura 25 – Controle de RPM com distúrbio.	55
Figura 26 – Resposta do controle frente a distúrbio na bomba.	55

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Parâmetros de desempenho da estimação dos modelos	45
Tabela 2 – Parâmetros do motor utilizado na simulação.	49
Tabela 3 – Parâmetros de controle da malha interna e externa.	50

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

n_a	Ordem da variável de saída
n_b	Ordem da variável de entrada
ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
Cetrel	Central de Tratamento de Efluentes Líquidos
Cofic	Comitê de Fomento Industrial de Camaçari
DQO	Demanda Química Orgânica
FIT	Grau de Ajuste
FPE	Erro de Previsão Final
NARX	<i>Nonlinear Auto Regressive with external input</i>
NBR	Norma Brasileira
pH	Potencial de Hidrogênio
PI	Proporcional–Integral
POPs	Poluentes Orgânicos Persistentes
RMSE	Raiz do Erro Quadrático Médio
RPM	Rotações por minuto

LISTA DE SÍMBOLOS

<i>H</i>	Hidrogênio
<i>Na</i>	Sódio
<i>Ca</i>	Cálcio
<i>HCl</i>	Ácido Clorídrico
<i>CuSO₄</i>	Sulfato de Cobre
<i>Ca(NO₃)₂</i>	Nitrato de Potássio
<i>H₂SO₄</i>	Ácido Sulfúrico
<i>H₂CO₃</i>	Ácido Carbônico
<i>H₂O</i>	Água
<i>CO₂</i>	Gás Carbônico
<i>OH</i>	Hidroxila
<i>pOH</i>	Potencial de Hidroxila
<i>NaOH</i>	Hidróxido de sódio

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
1.1	Contextualização	14
1.2	Objetivos do Trabalho	15
1.3	Estrutura do Trabalho	15
2	DESCRIÇÃO DO PROCESSO	17
2.1	Resinas Trocadoras de Cátions	18
2.2	Resinas Trocadoras de Ânions	19
2.3	Regeneração	19
2.4	Descrição da planta	22
3	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	26
3.1	Conceitos ácido-base e a escala de pH	26
3.1.1	<i>Curva de Titulação</i>	28
3.2	Modelagem Matemática	30
3.2.1	<i>Modelo não Linear NARX</i>	32
3.2.2	<i>Validação do modelo</i>	33
3.3	CONTROLE MANUAL VERSUS CONTROLE AUTOMÁTICO	34
3.4	PID Tuner	37
3.5	Controle em cascata	37
4	METODOLOGIA	40
4.1	IDENTIFICAÇÃO DO MODELO	41
4.2	SISTEMA DE CONTROLE	47
5	RESULTADOS	51
5.1	Resultado da Simulação 1	51
5.2	Resultado da Simulação 2	53
5.3	Resultado da Simulação 3	53
5.4	Resultado da Simulação 4	54
6	CONSIDERAÇÕES FINAIS	57
6.1	Conclusão	57
6.2	Trabalhos Futuros	57
	REFERÊNCIAS	59

1 INTRODUÇÃO

As indústrias do setor petroquímico têm em comum o objetivo de aprimorar sua produção buscando a redução dos custos operacionais. No cenário contemporâneo, diversas métricas são utilizadas para melhorar a eficiência produtiva. Nesse contexto, a automação industrial se destaca como uma ferramenta essencial para impulsionar a produtividade, mantendo a segurança e reduzindo os custos fixos e variáveis da organização (JELALI, 2012, p. 1-2).

O conceito de desenvolvimento sustentável trouxe à tona uma abordagem crucial: a gestão responsável dos recursos naturais, garantindo que as gerações futuras possam usufruir das mesmas oportunidades que se tem hoje. Essa definição foi delineada pela Comissão Mundial sobre Meio Ambiente e Desenvolvimento, estabelecida pelas Nações Unidas, com o propósito de explorar e propor estratégias que harmonizem dois objetivos essenciais: progresso econômico e preservação ambiental (WWF, 2023).

Na contemporaneidade, a produção em larga escala está intrinsecamente relacionada às preocupações com a sustentabilidade ambiental. Isso é respaldado por um conjunto de regulamentações que supervisionam as emissões de substâncias químicas no ambiente, exemplificadas pelo Protocolo de Montreal (MONTREAL, 1987) e pelo Protocolo de Quioto (PROTOCOLO, 1997). Esses protocolos regulam os gases emitidos tanto por atividades industriais quanto pelo uso da terra, sendo responsáveis pela degradação da camada de ozônio e pelo agravamento do efeito estufa (SILVA, 2009).

O Acordo de Paris (ONU, 2015) estabelece metas para a redução das emissões de gases de efeito estufa, com o objetivo de controlar o aumento da temperatura global. Além disso, a Política Nacional de Resíduos Sólidos – PNRS (Lei nº 12.305, de 2 de agosto de 2010) desempenha um papel crucial na gestão ambiental.

Outro aspecto vital é a Convenção de Estocolmo (ZIGLIO; COMEGNA, 2004), que busca eliminar ou minimizar a produção e liberação de Poluentes Orgânicos Persistentes (POPs). Essas substâncias, devido à sua toxicidade, persistência e capacidade de acumulação na cadeia alimentar, apresentam riscos significativos à saúde humana e ao meio ambiente.

É relevante ressaltar o papel das associações regionais, a exemplo do Comitê de Fomento Industrial de Camaçari (Cofic), responsável por facilitar e coordenar ações coletivas para atender aos interesses das empresas associadas situadas no Polo Industrial de Camaçari-Ba. Entre seus objetivos, destaca-se o incentivo ao crescimento sustentável das empresas membros e a promoção de melhores práticas em segurança, saúde e meio ambiente (COFIC, 2018). Dentre

as empresas associadas, destaca-se a Central de Tratamento de Efluentes Líquidos (Cetrel), responsável pelo fornecimento de água (industrial, reúso, potável), tratamento e disposição final dos efluentes e tratamento de resíduos industriais, além do total monitoramento ambiental (água, ar e solo) do Polo (CETREL, 2022).

Enquanto isso, a utilização da água pela indústria assume diversas funções, englobando desde sua incorporação nos produtos até a limpeza de máquinas, tubulações e pisos. Sistemas de resfriamento, geradores de vapor e processos industriais também dependem significativamente da água. Porém, é notório que, com exceção das quantidades incorporadas aos produtos e das perdas por evaporação, as águas frequentemente se contaminam com resíduos de processos industriais ou perdas de energia térmica, originando assim os efluentes líquidos (GIORDANO *et al.*, 2004).

Conforme definido pela Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) — Norma Brasileira (NBR) 9800/1987, os efluentes industriais são descritos como despejos líquidos oriundos das áreas de processamento industrial, incluindo aqueles originados nos processos de produção, águas de lavagem e limpeza, bem como outras fontes que apresentem contaminação por produtos utilizados ou gerados no estabelecimento industrial.

1.1 Contextualização

Os processos industriais geram em paralelo ao seu objetivo de produção uma quantidade significativa de efluente. No contexto da planta petroquímica examinada nesta pesquisa, todos os efluentes produzidos são direcionados a uma unidade de tratamento externa. Contudo, é de suma importância que esses efluentes atendam a dois parâmetros específicos: a Demanda Química Orgânica (DQO) e o pH. Um dos processos produtivos desta unidade consiste em uma unidade desmineralizadora, desempenhando um papel importante na cadeia produtiva.

Durante a etapa de regeneração desta unidade desmineralizadora, conduzida em bateladas, é produzido aproximadamente 204 toneladas de efluentes com características alcalinas. Esse efluente é conduzido a um tanque de neutralização, onde um operador de campo supervisiona e ajusta manualmente o pH do efluente. Nesse processo é efetuada a adição de soda cáustica (NaOH) ou ácido sulfúrico (H_2SO_4) conforme necessário, a fim de neutralizar o pH, antes de direcionar o efluente para a Unidade Externa de Tratamento. É importante destacar que a medição da DQO não conta com um controle automático, sendo empregada unicamente para identificar possíveis vazamentos de produtos químicos no efluente.

Como a neutralização de pH ocorre de forma manual (atuação do operador) ocorre um desperdício de insumos utilizados neste processo, com isso o controle da neutralização de pH tem sido um desafio devido ao comportamento logarítmico observado na curva de titulação dessa variável.

1.2 Objetivos do Trabalho

O objetivo geral deste trabalho é introduzir a regulação automática no processo de neutralização do pH em uma específica unidade desmineralizadora de uma indústria petroquímica, empregando estratégia de controle clássico do tipo Proporcional–Integral (PI), tendo como objetivos específicos:

- Estimar o modelo do processo com base em dados reais e utilizando abordagem de modelagem *Nonlinear Auto Regressive with external input* (NARX).
- Validar o modelo matemático comparando os dados coletados na operação do processo da unidade.
- Desenvolver as malha de controle em cascata, assim como sintonizar os controladores do tipo PI.

1.3 Estrutura do Trabalho

O presente trabalho está estruturado em 6 capítulos. No capítulo 2 será apresentada a descrição detalhada do processo no qual está inserido o objetivo de controle com o intuito de situar o leitor do problema existente e da solução proposta.

No capítulo 3 é descrita a fundamentação teórica que norteou a execução do trabalho, com isso foram revisitados conceitos de pH, especificando a sua não linearidade. Nesta seção também é trazida as técnicas de identificação de sistemas baseadas na obtenção de modelos do tipo caixa preta, assim como os conceitos utilizados no controle automático para que a sintonia do controlador seja feita com efetividade.

No capítulo 4 a metodologia utilizada para executar o projeto é apresentada, desta forma será possível ver o detalhamento de cada etapa, que vai da modelagem do processo estudado até o desenvolvimento da malha de controle utilizada para alcançar o objetivo do trabalho.

No capítulo 5 serão apresentados os resultados das simulações, mostrando a resposta

do sistema frente as dinâmicas do processo. Além de exemplificar o comportamento das malhas de controle utilizadas.

No capítulo 6 encontra-se as considerações finais do projeto, demonstrando os conhecimentos desenvolvidos e aprendidos ao longo deste processo.

2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

O propósito central do processo de desmineralização é a remoção dos sais resultantes da adição de hidróxido de sódio (NaOH) à água reciclada e reintegrada ao processo, uma prática necessária para manter o pH na faixa de 6 a 9. A razão por trás desse esforço reside no fato de que, ao longo do tempo, a acumulação desses sais pode ocorrer. Se não forem eliminados, eles podem aumentar a concentração na água, prejudicando a eficácia da reutilização no processo produtivo.

O sistema de desmineralização é composto por duas unidades idênticas de tratamento, conhecidas como baterias. Cada bateria é composta por vasos de pressão industriais com as seguintes funções:

- Filtro Cartucho.
- Trocador Catiônico.
- Trocador 1º Aniônico.
- Trocador de Aldeídos.
- Trocador 2º Aniônico.

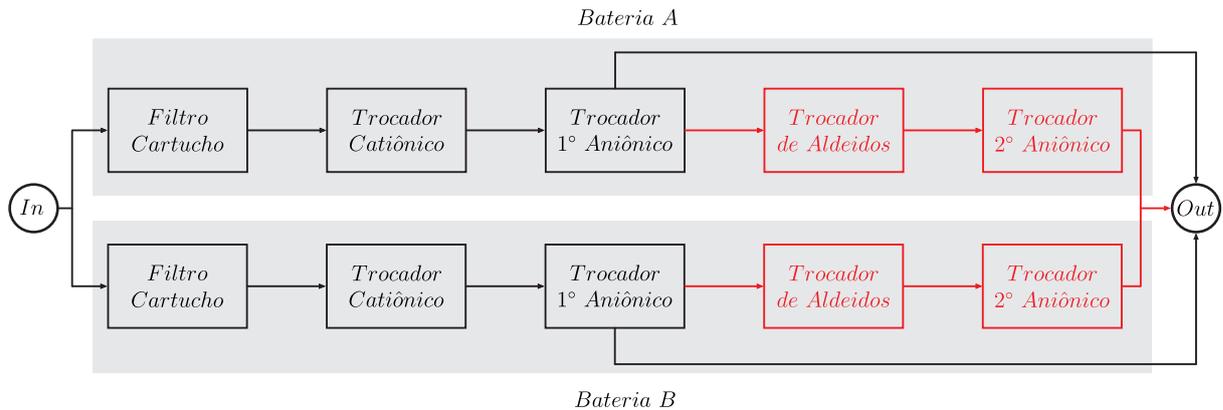
Esses componentes incluem seus respectivos leitos trocadores de cátions, ânions e íons de aldeídos. Essa configuração é destinada ao tratamento de uma vazão constante de água de 17 m^3 , originária do processo.

Na Figura 1, é apresentado o diagrama das duas baterias de operação (Bateria A e B), bem como o circuito pelo qual a água é direcionada para o processo de tratamento. Esse processo é cuidadosamente instrumentado. Enquanto que a Bateria A passa pelo ciclo de regeneração, abordado com mais detalhes na seção 2.3, a Bateria B assume a operação, garantindo um fornecimento contínuo de água tratada ao sistema, ou seja, quando uma das baterias estiver em regeneração, a outra bateria assume a posição, fornecendo água tratada para o sistema.

O processo de tratamento se inicia com o Filtro cartucho, que desempenha o papel fundamental de capturar quaisquer partículas sólidas presentes na água. A água então passa sucessivamente pelo Trocador Catiônico e em seguida pelo Trocador 1º Aniônico. Em condições normais de operação, o processo funciona com as três primeiras etapas de tratamento citadas anteriormente, sendo indicada pelo caminho alternativo que interliga o Trocador 1º Aniônico a saída (*Out*).

No final de vida do catalisador utilizado no processo, a formação de impurezas é maior e, portanto, deve ser colocado o Trocador de Aldeído e Trocador 2º Aniônico e seus

Figura 1 – Diagrama das baterias de operação da Unidade Desmineralizadora.



Fonte: Elaborado pelo autor.

respectivos leitos de remoção. Essa sequência de etapas tem como objetivo aprimorar a qualidade da água, garantindo que ela atenda aos padrões necessários para a utilização no processo industrial da planta. Devido à natureza das resinas trocadoras de cátions e ânions, essas resinas se tornam saturadas após um período de operação contínua. Como resultado, é crucial realizar a regeneração das resinas assim que atingem esse ponto de saturação, restaurando suas capacidades de funcionamento.

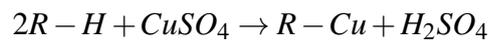
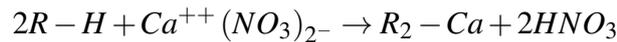
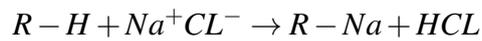
Normalmente, quando o catalisador utilizado no processo produtivo, do qual a água a ser tratada é originada, está no começo de sua vida útil, o tempo médio de saturação da bateria pode estender-se até 48 horas de operação. À medida que o catalisador se aproxima do fim de sua vida útil, esse tempo de saturação diminui, chegando a apenas 12 horas de operação em cada bateria. Esse fenômeno é devido à saturação acelerada causada pela alta formação de sais no processo.

Devido ao fenômeno da dissociação eletrolítica, o processo de desmineralização tem sido empregado com notável êxito. Esse processo fundamenta-se na capacidade de certas substâncias de reter íons dissociados, enquanto liberam outros íons distintos daqueles que foram retidos. Essas substâncias são conhecidas como trocadores catiônicos e aniônicos, sendo resinas sintéticas que serão exploradas nas seções subsequentes, a saber, seções 2.1 e 2.2.

2.1 Resinas Trocadoras de Cátions

As **Resinas Trocadoras de Cátions** são substâncias que possuem a capacidade de reter cátions provenientes de sais dissolvidos e dissociados iônica e na água, substituindo-os por outros cátions.

No processo de desmineralização, o cátion fornecido pelo trocador catiônico é o hidrogênio (H^+). Consequentemente, a resina retém todos os cátions dissolvidos na água, substituindo-os por íons hidrogênio. Utilizando a representação "R – H" para a resina trocadora de cátions, e considerando a presença de substâncias como $NaCl$ (Cloreto de Sódio), $Ca(NO_3)_2$ (Nitrato de Cálcio) e $CuSO_4$ (Sulfato de Cobre) na água, as reações ocorrem da seguinte maneira:

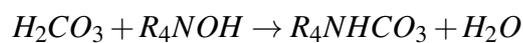
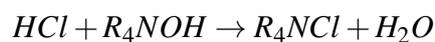
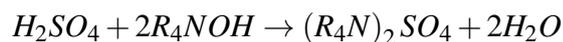


2.2 Resinas Trocadoras de Ânions

As **Resinas Trocadoras de Ânions** são substâncias que possuem a habilidade de capturar ânions originados de sais dissolvidos e ionizados na água, substituindo-os por outros ânions. Especificamente, utiliza-se a resina trocadora de ânions fortemente básica nesse contexto. Esse tipo de resina é capaz de remover tanto ácidos fortes quanto ácidos fracos.

Ácidos são compostos que não se dissociam facilmente em seus componentes catiônicos e aniônicos, mas se desintegram em seus componentes não iônicos.

Ao utilizar o símbolo R_4NOH para representar os trocadores de ânions fortemente básicos, as reações envolvidas na remoção de ácidos fortes e fracos podem ser ilustradas da seguinte maneira:



2.3 Regeneração

A regeneração tem como principal propósito restaurar as resinas catiônicas e aniônicas que alcançaram o ponto de saturação. Para atingir esse objetivo, uma série de etapas precisa ser executada, visando reestabelecer as condições originais de cada leito de resina.

De maneira abrangente, a regeneração da resina catiônica visa reintroduzir íons (H^+) na resina. Isso é realizado por meio de uma lavagem com ácido sulfúrico (H_2SO_4), que desloca os cátions retidos na resina, convertendo-os em sulfatos. Esses sulfatos são então levados pela água de enxágue para o efluente. Por outro lado, a resina aniônica fortemente básica passa por

um processo de retro lavagem e regeneração com uma solução de $NaOH$. Isso permite que os íons OH^- sejam reintroduzidos na resina, preparando-a para voltar ao serviço.

As etapas da regeneração compreendem o seguinte processo:

• **Leito Catiônico:**

1. Deslocamento: Após a interrupção da operação da bateria, é essencial esvaziá-la para iniciar o processo de regeneração. Nesse sentido, todo o inventário contido no vaso é deslocado para o tanque efluente com ajuda do Nitrogênio. A quantidade do efluente deslocado é de até $55 m^3$.
2. Contra lavagem com água desmineralizada — $6,25 m^3$;
3. Repouso;
4. Injeção de Ácido Sulfúrico diluído em água desmineralizada – $14,6 m^3$;
5. Drenagem;
6. Lavagem Lenta com água desmineralizada – $6,57 m^3$;
7. Lavagem Rápida com água desmineralizada – $33,4 m^3$.

• **Leito Aniônico:**

1. Deslocamento: Após a cessação da operação da unidade é necessário esvaziá-la como parte do processo de início da regeneração. Nesse contexto, o inventário completo é transferido para o tanque de recebimento de efluentes contendo Nitrogênio, com uma capacidade de até $55 m^3$.
2. Contra lavagem com água desmineralizada — $7,3 m^3$;
3. Repouso;
4. Injeção de Soda Cáustica diluída em água desmineralizada — $18,8 m^3$;
5. Lavagem Lenta com água desmineralizada — $11,85 m^3$;
6. Lavagem Rápida com água desmineralizada — $50,7 m^3$.

O efluente produzido é direcionado para o tanque de efluente, um reservatório atmosférico revestido com resina de éster vinílico reforçado com fibras de vidro. Esse revestimento é projetado para resistir às flutuações de pH que o efluente experimentará durante o processo de neutralização. O tanque possui duas entradas para insumos (ácido e base), controladas por válvulas manuais, além de um sistema de agitação com acionamento no campo e duas bombas para o descarte do efluente após a neutralização.

A capacidade de armazenamento do tanque de efluente é de $532 m^3$. Cada ciclo de regeneração gera aproximadamente $205 m^3$ de efluente. Cada unidade atinge a saturação em cerca

de 12 horas de operação, resultando em duas regenerações a cada intervalo de 24 horas. Cada regeneração tem duração aproximada de 5 horas e 20 minutos. Como mencionado anteriormente, o processo de regeneração envolve várias lavagens das resinas catiônicas e aniônicas.

Ao término do processo de regeneração, todo o efluente gerado durante as lavagens é transferido para o tanque de efluente. Em seguida, o operador no campo assume a responsabilidade de neutralizar manualmente o efluente. Esse controle manual envolve a ativação do agitador no campo, permitindo que o efluente se misture por cerca de 10 minutos. Posteriormente, uma amostra do efluente é coletada e os indicadores de ácido e base, vermelho de metila e fenolftaleína, são utilizados para medir a dosagem adequada de ácido e base.

Inicialmente, o efluente gerado é alcalino, com um pH entre 11 e 12. Para a neutralização, são usados dois insumos: ácido sulfúrico com pureza de 98% e soda cáustica diluída em água a 50%. Para dosar esses insumos, o operador deve colocar em operação a bomba de cada matéria-prima e abrir as respectivas válvulas manuais na entrada do tanque.

Como o efluente inicial é alcalino, o operador começa abrindo a válvula manual do ácido sulfúrico por um período determinado. Após o fechamento da válvula, o operador agita novamente o sistema e coleta outra amostra para verificar o pH do efluente usando os indicadores. Se o efluente se tornar ácido devido à dosagem excessiva do ácido sulfúrico, é necessário adicionar soda cáustica ao sistema para alcançar o pH desejado. Esse processo é repetido até que o efluente seja neutralizado (pH= 7). Uma vez atingido o pH desejado, a bomba de descarte é ativada para encaminhar o efluente neutralizado a uma Unidade de Tratamento Externa.

É fundamental ressaltar que o pH do efluente não pode ultrapassar os limites acordados com a Unidade de Tratamento Externa, que são de 6 a 9. Caso esses limites não sejam cumpridos, a unidade emissora estará sujeita a multas.

De maneira geral, fica evidente que o controle manual do sistema de neutralização depende inteiramente do discernimento do operador de campo. No entanto, o operador não carece de parâmetros confiáveis para executar essa tarefa de maneira eficaz. Devido à natureza não linear do pH, a viragem rápida entre os estados alcalino e ácido (e vice-versa) ocorre de forma abrupta. A análise apenas dos indicadores de ácido e base não é suficiente para identificar o ponto de neutralização, o que resulta em um consumo excessivo de ácido e base até que a neutralização seja alcançada.

2.4 Descrição da planta

Nesta seção, são apresentados os tipos e detalhes das funções dos equipamentos e instrumentos principais que compõem o sistema. Mais adiante, será possível observar o esquema proposto do sistema em estudo. É fundamental enfatizar que esses equipamentos constituem o sistema atual do processo, porém, ao longo do projeto, serão propostas sugestões para a introdução de novos equipamentos em paralelo à remoção de outros. Essas modificações visam alcançar de forma eficaz a solução de automatização do processo.

A Figura 2 apresenta a visão geral da unidade desmineralizadora. O esquema básico dessa unidade, juntamente com seus equipamentos, é ilustrado na Figura 3.

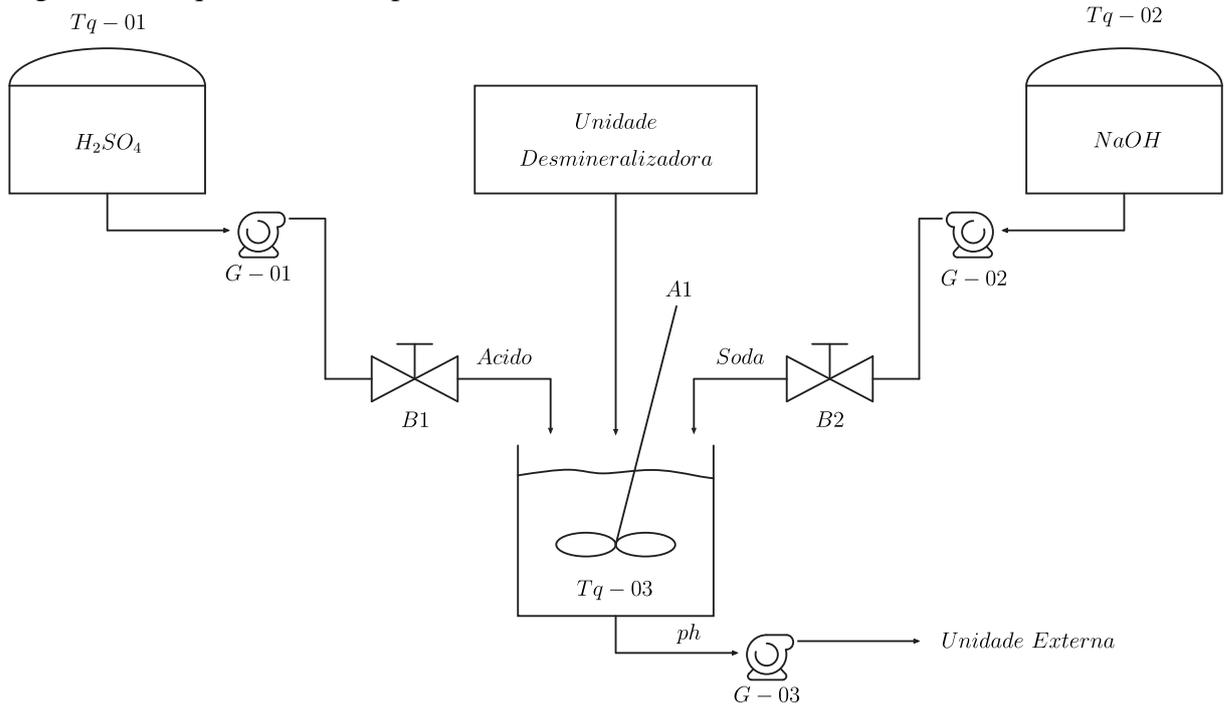
Figura 2 – Visão geral da Unidade Desmineralizadora.



Fonte: Retirada da indústria em estudo.

Sendo $Tq - 01$ o tanque de armazenamento de Ácido Sulfúrico (H_2SO_4); $G - 01$ a bomba de Ácido Sulfúrico responsável por bombear ácido para o sistema da Unidade Desmineralizadora; $B1$ o Bloqueio manual da linha de ácido sulfúrico para o tanque de neutralização; $Tq - 02$ o Tanque de armazenamento de Soda Cáustica ($NaOH$); $G - 02$ a Bomba de soda

Figura 3 – Esquema atual do processo.



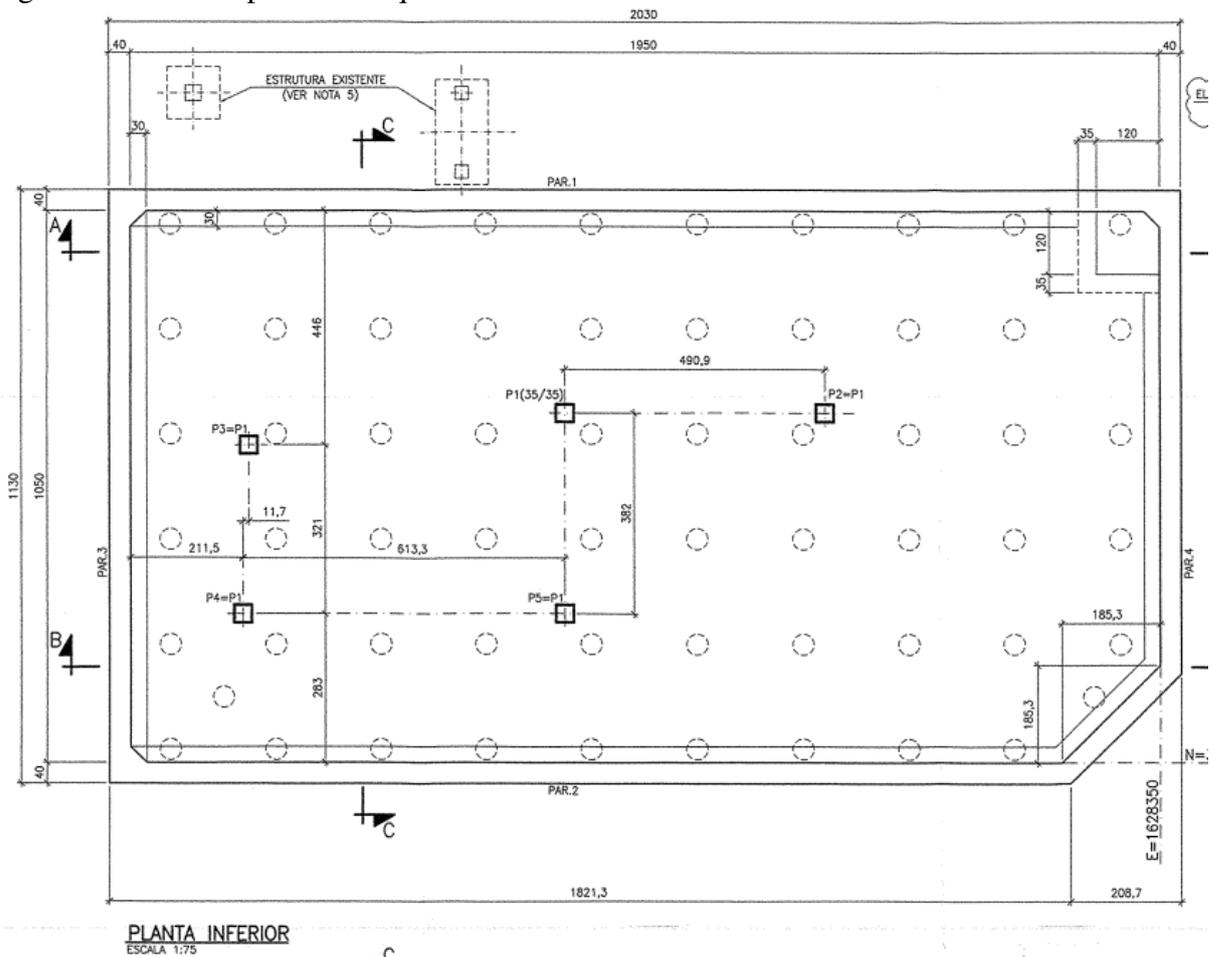
Fonte: Adaptado dos documentos da indústria em estudo.

cáustica, responsável por bombear $NaOH$ para o sistema da Unidade Desmineralizadora; $B2$ o Bloqueio manual da linha de soda cáustica para o tanque de neutralização; $A1$ o Agitador destinado para homogeneizar o efluente durante o processo de neutralização; $G-03$ a Bomba centrífuga utilizada para descartar o efluente para Unidade Externa de tratamento após o processo de neutralização; $Tq-03$ o Tanque de Neutralização que recebe todo o inventário do efluente proveniente do processo de lavagem dos leitos existentes na unidade durante o processo de regeneração;

Como mencionado anteriormente, o volume de efluente gerado é de $204m^3$ por regeneração, enquanto o tanque de efluente ($Tq-03$) tem uma capacidade de $532m^3$. Após uma única regeneração, o procedimento de neutralização manual pode ser iniciado. No entanto, devido à sua estrutura, o tanque é capaz de acomodar duas regenerações sequenciais. Em situações específicas em que não seja possível realizar a neutralização após a primeira regeneração, é permitido prosseguir com o processo, desde que não ultrapasse o limite de emissão de duas regenerações, uma vez que exceder esse limite poderia resultar no transbordamento do inventário do tanque.

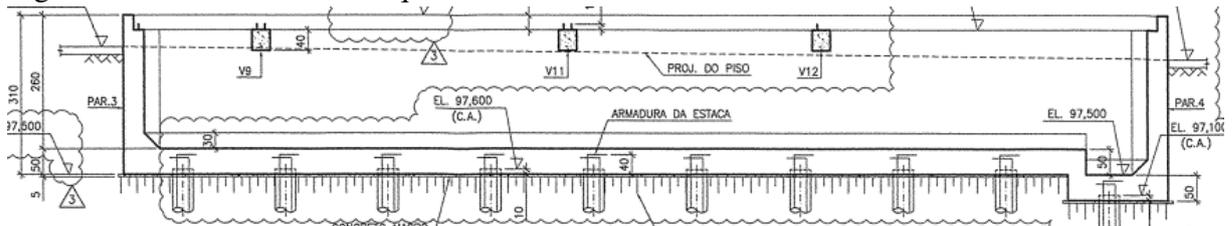
Nas Figuras 4 e 5, as dimensões do $Tq-03$ podem ser apreciadas. Essas imagens representam a planta do tanque, que tem aproximadamente $19,5 m$ de comprimento, $10,5 m$ de largura e $2,6 m$ de profundidade.

Figura 4 – Vista Superior do Tq-03.



Fonte: Documentos da indústria em estudo.

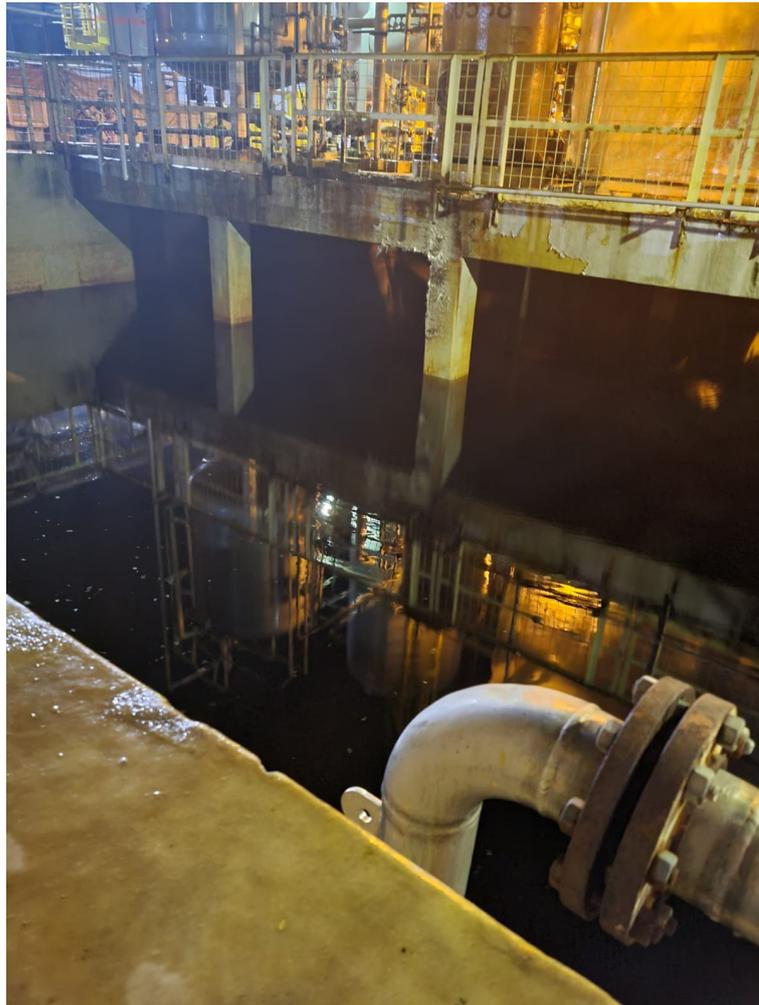
Figura 5 – Corte Lateral do Tq-03.



Fonte: Documentos da indústria em estudo.

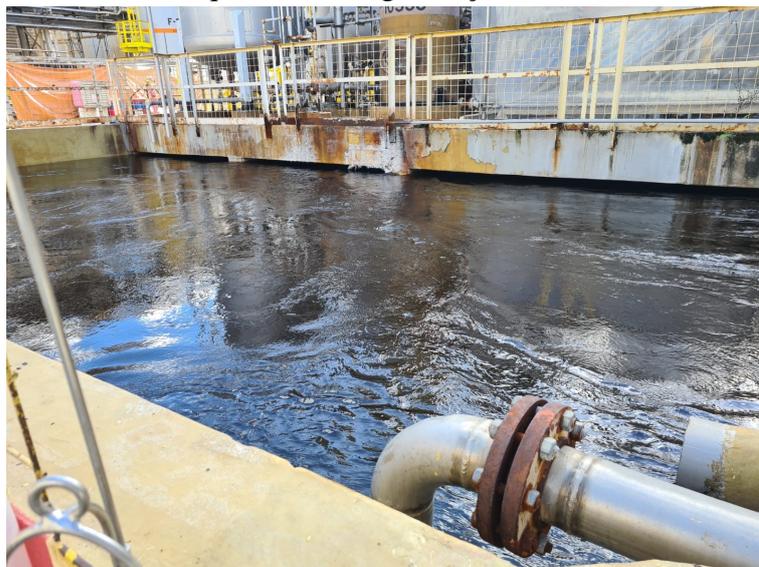
Na Figura 6 e 7 é possível visualizar o nível do tanque ao receber uma e duas regenerações, respectivamente:

Figura 6 – Tanque de efluente Tq-03 com 1 regeneração.



Fonte: Retirada da indústria em estudo.

Figura 7 – Tanque de efluente Tq-03 com 2 regenerações.



Fonte: Retirada da indústria em estudo.

3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

O objetivo deste capítulo é realizar uma revisão do conhecimento científico relacionado aos principais fenômenos naturais que ocorrem durante o processo de desmineralização, bem como explorar os conceitos envolvidos no desenvolvimento de modelos de processos e os princípios do controle clássico. Para atingir esse propósito, serão utilizadas referências clássicas da área da química analítica básica e da engenharia de controle e automação.

3.1 Conceitos ácido-base e a escala de pH

Os ácidos e as bases são compostos químicos de extrema relevância, presentes de forma cotidiana na vida humana e nos ecossistemas associados à vida vegetal e animal. Eles desempenham um papel fundamental no metabolismo dos seres vivos e podem ser considerados insumos cruciais para o controle e a fabricação de diversos processos industriais, como é exemplificado no caso do controle de pH, que utiliza esses indicadores para mediar um processo de solução (ANDRADE, 2010).

Conforme Andrade (2010), o químico sueco Svante August Arrhenius, em 1884, apresentou pela primeira vez o conceito de ácido e base. De acordo com a teoria de Arrhenius, uma substância é classificada como ácido quando tem a capacidade de formar íons H^+ em solução aquosa. Por outro lado, uma base é definida como qualquer substância que, em meio aquoso, pode gerar ânions OH^- .

Há também a Teoria Protônica, proposta por Bronsted-Lowry, que estabelece que um ácido é caracterizado pela capacidade de ceder um próton H^+ , enquanto uma base é definida como a entidade que recebe esse próton. Em 1939, o químico soviético M. Usanovich propôs uma teoria que estabeleceu o ácido como a entidade que reage com uma base para gerar sais, doando cátions ou aceitando ânions. Por sua vez, a base foi definida como a entidade que reage com ácidos para produzir sais, doando ânions ou associando-se a cátions (ANDRADE, 2010). Portanto, esses avanços nas teorias ácido-base foram marcos significativos na compreensão das reações químicas e no estudo do comportamento dessas substâncias, impulsionando o desenvolvimento de pesquisas na área.

Os primeiros experimentos utilizando essas substâncias foram realizados pelo químico Robert Boyle, que foi o pioneiro no desenvolvimento de estudos com medição da acidez de substâncias. Ele observou que o xarope de violetas mudava de cor, tornando-se vermelho com

ácidos, verde com bases e permanecendo inalterado em soluções neutras. Esse foi o primeiro indicador conhecido de ácidos e bases na história.

A necessidade de representar o caráter ácido ou alcalino de uma substância foi destacada por Louis Pasteur em 1875 através de seus experimentos com fermentação. Pasteur percebeu que a acidez total difere da acidez real mesmo que dois ácidos possuam a mesma quantidade de prótons H^+ (hidrogênio), suas forças podem variar dependendo da quantidade de hidrogênios ionizáveis em solução aquosa. Isso levou à demanda de expressar a acidez de um meio aquoso, algo fundamental em procedimentos químicos, bioquímicos e biológicos.

Andrade (2010) revela também, que em 1909, Sören P. T. Sörensen introduziu uma forma quantitativa de expressar a acidez ou basicidade de uma mistura. Surge então o conceito de pH, "pondus hidrogenni" ou "potencial de hidrogênio", usando o logaritmo negativo da concentração de íons hidrogênio ionizáveis:

$$pH = -\log [H^+] \quad (3.1)$$

Para medir a basicidade, a quantidade de hidroxilas na solução é avaliada através do pOH:

$$pOH = -\log [OH^-] \quad (3.2)$$

De forma geral, tanto a acidez quanto a basicidade são associadas à escala de pH, pois:

$$pH + pOH = 14 \quad (3.3)$$

A escala varia de 0 a 14, sendo 7 o ponto de neutralidade. Um pH abaixo de 7 indica acidez, enquanto um pH acima de 7 indica basicidade. Em última análise, é possível dizer que uma solução é considerada alcalina se tiver maior concentração de hidroxilas (OH^-), enquanto uma solução ácida possui maior concentração de íons H^+ . O aumento na concentração de um desses íons implica na redução do outro e quando as concentrações são iguais, a solução é neutra.

E para realizar a medição do pH, Andrade (2011) faz uso de indicadores, a partir de substâncias que mudam de cor com base na concentração de íons hidrogênio (H^+) e hidroxila (OH^-) na solução, ou seja, de acordo com o pH. No entanto ressalta, para obter resultados mais precisos, é recomendado o uso de um pHmetro, que consiste em um eletrodo e um circuito com potenciômetro.

O pHmetro é calibrado usando soluções tampão com pH conhecido. Esse ajuste é realizado em dois ou mais pontos, geralmente com soluções tampão de pH 7 e 4. Uma vez calibrado, o aparelho está pronto para uso. A leitura do pHmetro é baseada na tensão gerada pelo

eletrodo quando imerso na amostra. A intensidade dessa tensão é convertida para uma escala de pH, proporcionando uma medição mais precisa do pH da solução.

Portanto, ao tratar a acidez ou alcalinidade de uma solução, é fundamental considerar um conceito essencial: solução tampão. Isso ocorre porque os processos frequentemente envolvem concentrações de impurezas ou outros elementos químicos, como os sais. Esses componentes possuem a capacidade de mitigar as variações de pH da solução quando um ácido ou base é introduzido. Esses agentes atenuantes são denominados soluções tampão.

Segundo Peruzzo e Canto (1996), a origem do conceito de ação tamponante se deu a partir de investigações no campo da bioquímica e da necessidade de controlar o pH em várias facetas da pesquisa biológica, especialmente em experimentos envolvendo enzimas, que são altamente sensíveis às flutuações de pH. Em 1900, durante seus estudos com a enzima amilase, Fernbach e Hubert perceberam que uma solução de ácido fosfórico parcialmente neutralizado funcionava como uma defesa contra mudanças repentinas nos níveis de acidez e alcalinidade.

Revelaram que soluções parcialmente neutralizadas de ácido fosfórico atuavam como proteção contra mudanças bruscas de acidez e alcalinidade, dando origem ao termo "ação tamponante". Com o tempo, a mistura de ácidos fracos e seus sais foi identificada como capaz de criar soluções estáveis em relação à acidez ou basicidade, mesmo na presença de impurezas. Isso revela a importância dos tampões para manter a estabilidade dos sistemas biológicos.

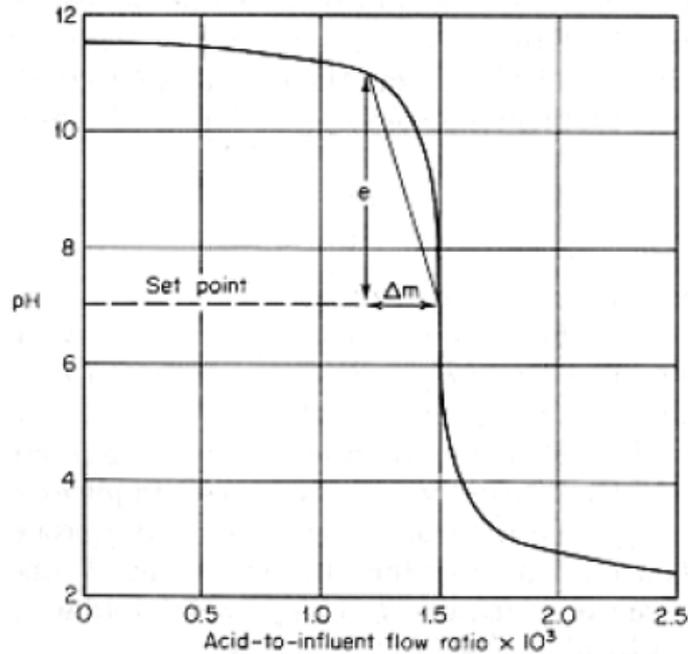
É importante destacar que a temperatura exerce uma influência significativa na medição do pH, pois uma mesma solução apresentará valores de pH distintos quando medida em temperaturas diferentes. Para mitigar esse efeito, os dispositivos eletrônicos usados para medir o pH incorporam circuitos eletrônicos que compensam as variações de temperatura, garantindo que fatores externos não afetem a precisão da medição.

3.1.1 Curva de Titulação

A titulação do ácido-base é um método de análise química responsável por determinar o comportamento de uma reação de neutralização de uma substância em relação a outra, sendo estas um ácido e uma base. A solução na qual a concentração conhecida é chamada de titulante, enquanto que a solução desconhecida é um titulado. Desse modo o pH é aferido à medida que o titulante é dosado no titulado e por meio dos valores obtidos, dessa forma, o que ocorre é uma reação completa entre um ácido e uma base, formando sal e água. E por meio dos dados obtidos uma curva de caráter logarítmica é formada.

Na Figura 8, há um exemplo geral de uma titulação, em que o volume do titulante corresponde ao volume de um ácido conhecido enquanto que o titulado é uma base.

Figura 8 – Gráfico de Titulação. O ganho da curva de titulação é o desvio do pH causado por uma mudança na vazão reagente Δm



Fonte: Adaptado de Oliveira (2011).

Na Figura 8, há um exemplo ilustrativo de uma titulação em que o volume do titulante corresponde ao volume de um ácido conhecido, enquanto o titulado é uma base. Através desta representação gráfica, destacam-se algumas considerações cruciais. Primeiramente, chama atenção a notável não linearidade presente no comportamento do pH. Na faixa de pH entre 4 e 10, é evidente que mesmo uma pequena adição de ácido ao sistema resulta em uma alteração significativa no valor do pH.

Por outro lado, observa-se que na região inicial do pH (com pH=11) até atingir pH 10, ocorre uma queda suave no pH à medida que o volume de ácido adicionado aumenta consideravelmente. Da mesma forma, o gráfico revela que variações sutis de pH também são discerníveis nas faixas onde o pH está entre 2 e 4.

Uma solução para suavizar o comportamento altamente não linear na região próxima do pH 7,0 é com adição de uma solução tampão, para fins de controle isto pode ajudar, porém terá que ser considerado no projeto do controlador.

Na Figura 9, observa-se os indicadores mais comuns encontrados disponíveis. Os indicadores utilizados pelos operadores de campo para medir o pH são o Vermelho de Metila

cuja faixa de medição de pH varia de 4 a 6 e a Fenolftaleína cuja medição contemplam os valores de pH entre 8 a 10.

Figura 9 – Indicadores de Ácido e Base.

	Faixa de pH para a mudança de cor							
	0	2	4	6	8	10	12	14
Violeta de metila	Amarelo	Violeta						
Azul de timol	Vermelho	Amarelo		Amarelo	Azul			
Alaranjando de metila		Vermelho	Amarelo					
Vermelho de metila		Vermelho	Amarelo					
Azul de bromotimol			Amarelo	Azul				
Fenolftaleína				Incolor	Rosa			
Amarelo de alizarina R					Amarelo	Vermelho		

Fonte: BRADY *et al.* (2000)

3.2 Modelagem Matemática

A modelagem de sistemas dinâmicos é um processo essencial para descrever o comportamento de sistemas específicos por meio de ferramentas numéricas, conforme destacado por Ogata (2010). Existem várias abordagens para a obtenção de modelos de sistemas, incluindo a modelagem fenomenológica e empírica (GARCIA, 2005).

De acordo com Garcia (2005, p.26), a identificação de sistemas envolve o uso de dados de sinais de entrada e saída obtidos a partir de operações reais, estabelecendo relações de causa e efeito. Isso permite a criação de modelos empíricos.

A identificação de sistemas implica desafios significativos, tais como determinar se o sistema é linear ou não, identificar as não linearidades presentes e definir a quantidade de parâmetros necessária para obter uma estimativa confiável.

Para realizar com sucesso o processo de identificação é essencial seguir uma série de etapas bem definidas, visando desenvolver um modelo. Baseado em Aguirre (2004), as quatro etapas fundamentais são detalhadas a seguir:

1. **Aquisição de Dados:** O primeiro passo envolve a coleta de dados, onde parâmetros essenciais precisam ser definidos. Isso inclui a seleção das variáveis relacionadas ao resultado desejado, estabelecendo as variáveis de entrada e saída do processo. O tempo de amostragem desempenha um papel crítico, pois determina o intervalo entre as amostras. É essencial obter esses dados com precisão, evitando informações incorretas ou excesso de ruídos, pois isso pode prejudicar a qualidade do modelo.
2. **Definição do Modelo:** Na segunda etapa, é necessário especificar o modelo a ser utilizado. Existem várias estruturas de modelos disponíveis para identificação de sistemas, como Função de Transferência, Espaço de Estados e modelos polinomiais, entre outros. A escolha depende da natureza do sistema e dos objetivos de modelagem..
3. **Estimação de Parâmetros:** A terceira etapa envolve a estimativa dos parâmetros que governam a dinâmica do modelo, assumindo que a estrutura do modelo já foi determinada. O método de estimação mais comum é o método dos mínimos quadrados. O objetivo principal é parametrizar o modelo de forma a aproximar-se ao máximo do comportamento do processo real.
4. **Validação do Modelo:** Por fim, a quarta etapa consiste na validação do modelo. Essa etapa é fundamental, pois visa testar o modelo desenvolvido para determinar se ele é capaz de representar com robustez o conjunto de dados que representa o sistema real.

O modelo matemático pode ser obtido utilizando o processo de identificação de sistemas caixa branca (ORDYS, 1993) ou caixa preta.

A identificação caixa-branca utiliza leis e princípios físicos para obter o modelo, onde todos os parâmetros são conhecidos ou previamente determinados. Os dados de entrada e saída são usados principalmente para validar o modelo, e todos os termos da estrutura têm significado físico (GARCIA, 2005, p.28).

Uma das desvantagens da modelagem caixa-branca reside na dificuldade de obter todas as equações físicas que descrevem um processo específico. Embora existam muitas equações disponíveis que descrevem processos, as relações internas podem não ser determinadas. Por outro lado, a principal vantagem desse método é que ele permite observar diretamente o resultado físico do modelo na prática. É importante destacar que a obtenção desse tipo de modelo não depende de dados experimentais.

A identificação de sistemas utilizando o método caixa preta é caracterizado por não se conhecer nenhuma informação interna do sistema. O modelo é obtido por meio de excitações

de entradas no sistema, correlacionando-as com as repostas de saída. A partir disto é escolhida uma representação matemática que consiga prever o comportamento do sistema. Convém ressaltar que na identificação do tipo caixa preta não existe nenhuma relação direta entre um comportamento físico do sistema e a equação matemática obtida.

A modelagem caixa-preta apresenta a desvantagem da falta de significado físico na estrutura do modelo, a dificuldade na seleção do modelo apropriado e a presença de um grande número de parâmetros. Por outro lado, suas vantagens incluem a facilidade relativa de obtenção e a flexibilidade para escolher estruturas adequadas para o projeto de sistemas de controle, como apontado por Pottmann e Pearson (1998).

Dentro de uma indústria petroquímica pode-se perceber que grande parte dos processos químicos existentes possuem algum tipo de não linearidade e isso ocorre devido à natureza física ou química do sistema. Conforme Ogata (2010), um sistema não linear é aquele em que as relações entre as variáveis de entrada e saída não podem ser representadas por equações lineares, ou seja, não obedecem ao princípio da superposição representado a seguir:

$$F(x + y) = F(x) + F(y) \quad (3.4)$$

$$F(ax) = aF(x) \quad (3.5)$$

Em sistemas não lineares, a resposta do sistema a uma combinação de entradas não é igual à soma das respostas individuais a cada entrada como demonstrado nas Equações 3.4 e 3.5.

É relevante destacar que, nas indústrias, as não-linearidades podem variar em termos de grau, dependendo das situações específicas. Em determinados processos, o controle linear poder ser utilizado NARX, dentro de uma faixa de operação desejada, pois o comportamento pode apresentar semelhanças com sistemas lineares. Contudo, quando as não-linearidades são mais acentuadas, as abordagens de controle clássicas tornam-se inadequadas. Nesses casos, é necessário explorar alternativas, como a utilização dos modelos NARX e Fuzzy para resolver problemas desta natureza.

3.2.1 Modelo não Linear NARX

Modelos não lineares, como o modelo NARX, fundamentam-se em uma abordagem que procura descrever sistemas dinâmicos complexos por meio de equações matemáticas. Esses

modelos são especialmente úteis para representar sistemas não lineares, nos quais a relação entre as variáveis de entrada e saída não pode ser adequadamente modelada por meio de equações lineares (AGUIRRE, 2004).

A estrutura básica de um modelo NARX é dada pela seguinte equação:

$$\hat{y}(t) = f(\hat{y}(t-1), \hat{y}(t-2), \dots, \hat{y}(t-n_a), u(t-1), u(t-2), \dots, u(t-n_b), e(t-1), e(t-2), \dots, e(t-n_c)) \quad (3.6)$$

onde $y(t)$ representa a saída do sistema no instante de tempo t ; $u(t)$ representa as entradas do sistema no instante de tempo t ; $e(t)$ representa os termos de erro; n_a , n_b e n_c são os atrasos de ordem da saída, da entrada e do erro respectivamente; f é uma função não linear que descreve a relação entre as variáveis de saída e entrada ao longo do tempo.

A função dada na eq. 4.8 pode assumir diversas formas, dependendo da natureza do sistema em estudo, como modelos auto regressivos

A identificação de um modelo NARX envolve a estimativa dos parâmetros da função não linear f a partir de dados de entrada e saída conhecidos do sistema.

3.2.2 Validação do modelo

Existem algumas métricas de avaliação de resultados dos modelos obtidos, que conseguem exprimir o quão bom o modelo se encontra em relação ao conjunto de dados estudado, dentre elas pode-se falar do Erro de Previsão Final (FPE), Raiz do Erro Quadrático Médio (RMSE) e Grau de Ajuste (FIT).

O critério da Raiz do Erro Quadrático médio (RMSE – Root Mean Square Error) é o índice que calcula o desvio entre a variável de saída estimada na eq. 4.8 (\hat{y}_k) e a real (y_k). Numericamente este índice é dado pela seguinte fórmula:

$$RMSE = \sqrt{\frac{1}{n_a} \sum_{k=1}^{n_a} (y_k - \hat{y}_k)^2} \quad (3.7)$$

Desta forma, convém ressaltar que quanto menor for o valor do índice RMSE, o modelo será considerado como sendo o mais apropriado para o objetivo definido. O FPE também é um parâmetro utilizado para validação do modelo, ele está relacionado com a variância do resíduo do modelo. O critério de erro de previsão final (FPE) de Akaike fornece uma medida da qualidade do modelo simulando a situação em que o modelo é testado em um conjunto de dados diferente. Depois de computar vários modelos diferentes, você pode compará-los usando este

critério. De acordo com a teoria de Akaike, o modelo mais preciso tem o menor FPE. Se utilizar o mesmo conjunto de dados para estimativa e validação do modelo, o ajuste sempre melhora à medida que você aumenta a ordem do modelo e, portanto, a flexibilidade da estrutura do modelo.

O FPE é computado para vários modelos candidatos, e o modelo com o menor FPE é selecionado como o modelo mais adequado para o processo. O erro de previsão final de Akaike (FPE) é definido pela seguinte equação:

$$FPE = \det \left(\frac{1}{N} \sum_{k=1}^N e^T(k, \hat{\theta}) e(k, \hat{\theta}) \right) \left(\frac{1 + \dim(\hat{\theta})/N}{1 - \dim(\hat{\theta})/N} \right) \quad (3.8)$$

onde N é o número de elementos do conjunto de dados estimados; e^T é são os erros de previsão; θ representa os parâmetros estimados; \dim o número de parâmetros estimados.

Outro índice muito utilizado é o FIT, que é expresso em porcentagem. Quanto maior o FIT, mais eficaz é o modelo estudado. Este método é conhecido com uma das técnicas de validação cruzada. A definição precisa do ajuste é:

$$FIT = 100 \times \left(1 - \frac{\sqrt{(y - \hat{y})}}{(y + \hat{y})^2} \right) \quad (3.9)$$

Em que y é a saída do conjunto de dados inseridos; \hat{y} é a saída do modelo simulado/-previsto.

3.3 CONTROLE MANUAL VERSUS CONTROLE AUTOMÁTICO

Para Smith e Corripio (2000), o controle automático de processo trata, dentre outros itens, da manutenção das variáveis, das temperaturas, das pressões, da vazão e das composições de processo em algum valor desejado. Isto é alcançado através das associações de instrumentos e equipamentos que trabalham dentro de uma malha de controle para manter o valor da variável de controle dentro do ponto de ajuste setado.

Tudo aquilo que se deseja controlar tem necessidade de ser medido, posteriormente comparado com um valor de referência e havendo divergência uma ação deverá ser tomada para que o objetivo seja alcançado.

O controle manual é considerado a forma de controle mais simples existente, neste tipo de cenário toda ação depende do operador em avaliar a medição da variável de controle, comparar com a medida que o mesmo possui com seu valor de referência e atuar na variável

manipulada para obter o valor desejado (*set point*). O problema deste controle reside na confiabilidade, pois os seres humanos possuem demandas para além da atividade que está sendo executada e situações externas podem contribuir para a não uniformidade da atividade. Além disso, a percepção sobre as coisas, embora muitas delas possuam um consenso comum, pode variar de indivíduo para indivíduo. Dessa forma, deixar sistemas complexos ou que necessitem de alta produtividade com uniformidade na produção, na ação manual do homem, torna-se improdutivo e inseguro.

Nos dias atuais, a indústria química possui um nível de automação muito grande, poucas atividades ainda estão sendo feitas de forma inteiramente manual e a tendência é serem extintas. O controle automático trouxe uma série de avanços, com diversos tipos de estratégias de controle e controladores que são capazes de executar com muita qualidade e desenvoltura. Ao homem, cabe a função de monitorar e garantir que estes sistemas de controles estejam funcionando corretamente.

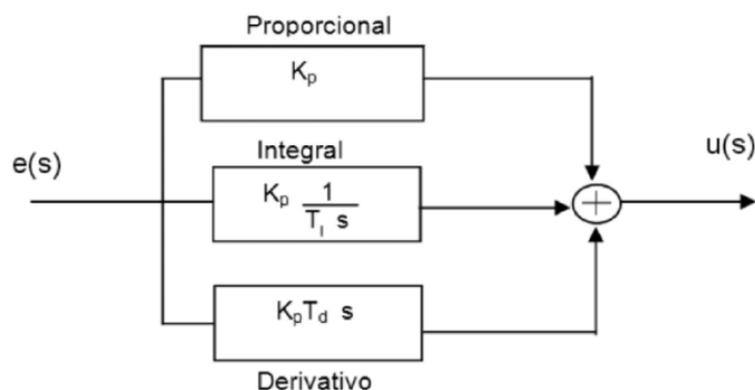
O controlador PID é a combinação de ações de controle: proporcional, integral e derivativo. A equação clássica deste controlador é descrita da seguinte forma:

$$u(t) = k_p e(t) + \frac{k_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt + k_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (3.10)$$

em que $u(t)$ é a saída do sistema; $e(t)$ o erro atuante; k_p o ganho proporcional; T_i o tempo integral; T_d o tempo derivativo.

O princípio de funcionamento deste controlador consiste em receber o valor lido pelo sensor, compará-lo com o setpoint e emitir uma saída de controle para o elemento final de controle da malha associada. Esse sinal é gerado a partir do cálculo combinado das ações proporcional, integral e derivativa, conforme ilustrado na Figura 10.

Figura 10 – Estrutura de Controle PID.



É normal encontrar a aplicação de controle de uma forma um pouco diferente da abordada, como por exemplo, anulando uma das ações integral ou derivativo. No caso da retirada da ação integral o controlador passar a ser um controlador PD (proporcional-derivativo). Enquanto que a anulação da ação derivativa, o controlador passa a ser PI (*proporcional-integral*). O que se observa é que cada combinação apresenta seus pontos positivos e negativos, respostas mais lentas ou mais rápidas, então o que vai definir a escolha de um em relação ao outro é o processo no qual o controle será dimensionado.

O termo K_p (ação proporcional) atua de forma proporcional ao erro. No entanto, é relevante destacar que a ação proporcional, sozinha, pode não eliminar completamente o erro. Essa componente tende a resultar em um erro de regime permanente, conhecido como *offset*, que representa uma defasagem constante entre o *setpoint* e o valor real alcançado pelo sistema. O aumento do ganho proporcional acelera a resposta, uma vez que quanto maior o erro, maior será o termo proporcional de compensação.

Ao avaliar a ação integral, observa-se que ela não atua de forma isolada; é necessária a associação com a ação proporcional. A ação integral age de maneira proporcional à integral do erro, permitindo assim a eliminação do erro de regime permanente característico do controle proporcional. Para atingir esse objetivo, a ação integral corrige o valor da variável manipulada em intervalos regulares de tempo, garantindo que a variável do processo alcance o valor desejado. Esse intervalo de tempo é conhecido como tempo integral.

A ação de controle derivativa, quando adicionada a um controlador proporcional, proporciona uma maneira de obter um controlador com alta sensibilidade. Uma vantagem do uso da constante derivativa é sua capacidade de responder à taxa de variação do erro antes que esse valor se torne excessivamente grande.

Apesar das vantagens, a ação derivativa apresenta limitações. Um problema associado à ação de controle Proporcional Derivativo é a sensibilidade ao ruído. A componente derivativa amplifica as oscilações de alta frequência no sinal de erro, o que pode resultar em respostas instáveis ou indesejadas do sistema. O ruído presente no sinal de medição pode causar flutuações significativas na ação derivativa, levando a um comportamento errático do sistema. Isso ocorre porque o controlador possui o termo K_p proporcional ao erro e outro termo ($K_p T_d$) que multiplica a derivada do erro no domínio do tempo.

3.4 PID Tuner

Anteriormente, foram explicados os termos utilizados nas ações dos controladores. Dentro desse contexto, definir os ganhos de controle (k_p , k_d , T_I e T_D) é crucial para o bom funcionamento do controle e a garantia de eficiência em sua operação. Um controlador bem sintonizado pode resolver de maneira rápida os distúrbios que eventualmente ocorrem no processo ou levar uma variável do processo para um novo setpoint sem causar distúrbios ao sistema.

Existem diversos métodos conhecidos capazes de auxiliar na sintonia de um controlador. Dentre eles, podem ser citados desde o método de tentativa e erro até os métodos de Ziegler Nichols, Cohen Coon, IMC, entre outros.

A autosintonia tem sido uma técnica utilizada nos últimos anos e diversos métodos para a sua realização foram desenvolvidos. Algumas dessas técnicas utilizam dados coletados durante a perturbação do processo, enquanto outras obtêm o modelo matemático do processo para que, a partir disso, a sintonia do controlador seja realizada.

Porém, a sintonia manual possui uma vantagem importante em relação à automática, pois por meio dela é possível obter excelentes resultados através de profissionais especializados. No entanto, a formação de um especialista em controle é demorada e diferentes especialistas podem chegar a conjuntos diferentes de parâmetros para um mesmo sistema. Além disso, o tempo necessário para efetuar uma sintonia manualmente pode ser bastante longo, uma vez que é necessário esperar e analisar a resposta do sistema (NASCIMENTO, 2013).

No MATLAB existe uma *toolbox* conhecida com PID Tuner, que é capaz de realizar a auto sintonia do controlador por meio da linearização da planta e comparação com os métodos conhecidos. O algoritmo de ajuste automatizado do MATLAB escolhe ganhos do PID para equilibrar desempenho (tempo de resposta, largura de banda) e robustez (margens de estabilidade), com isto o PID Tuner fornece um bom equilíbrio entre robustez e desempenho.

3.5 Controle em cascata

A estratégia de controle em cascata é uma técnica comumente utilizada quando uma malha de controle simples não consegue atender de forma satisfatória, especialmente quando o processo a ser controlado possui uma inércia considerável ou quando a variável manipulada do sistema sofre perturbações contínuas.

Nesse tipo de controle, existem dois controladores típicos com realimentação nega-

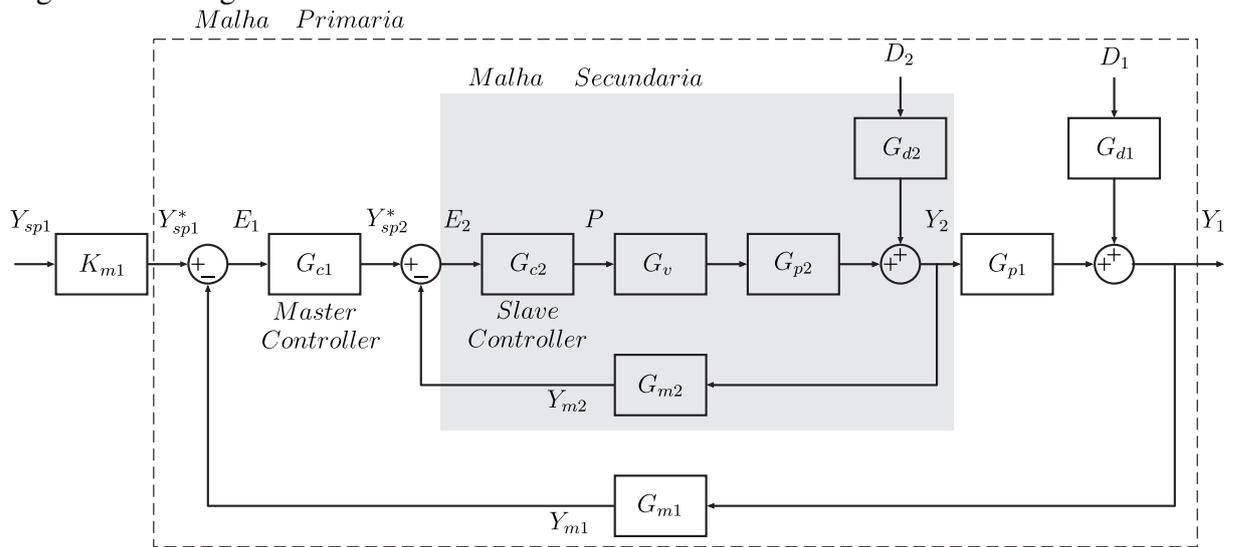
tiva (*feedback*). Um desses controladores é denominado mestre e gerencia a malha principal. Para isso, ele aciona o segundo controlador, chamado escravo, estabelecendo o *set point* desse controlador. O controlador escravo, por sua vez, envia seu sinal de controle para um elemento final de controle, ajustando a variável do processo conforme necessário.

Em linhas gerais, o controle em cascata consiste em um controlador primário que regula o controlador secundário, resultando em um tempo de resposta muito menor para atingir o *set point*.

Para obtenção de êxito na implementação deste controle, a escolha das variáveis é de suma importância. E para que o controle faça sentido e seja eficiente a variável principal do controlador escravo deve ser muito mais rápida do que a variável principal do controlador principal. Diante disto, percebe-se que a variável do processo da malha secundária, nada mais é do que a variável manipulada utilizada para garantir o ajuste desejado da variável do processo da malha primária.

Na Figura 11 é apresentado a estrutura de um controle em cascata. Nota-se que existe duas estratégias *feedback*, uma na malha principal e outra na malha secundária, o detalhe é que com controlador G_{c1} é o controlador mestre recebe a medição da variável contida no seu processo (G_{p1}) e havendo diferença entre o valor do seu setpoint, um sinal de controle é enviado para o controlador escravo, G_{c2} , que irá atuar na sua variável de processo, contida no G_{p2} , para que a mesma chegue no ajuste que mantenha a variável do processo da malha primária no valor esperado. A malha *feedback* do controlador secundário é importante, porque observa-se um medição da variável principal de G_{p2} , então caso haja algum distúrbio, neste exemplo, representado por D_2 , o controlador rapidamente consegue estabilizar a variável.

Figura 11 – Diagrama de blocos do controle em cascata.



Fonte: Adaptado de Ogata (2010).

4 METODOLOGIA

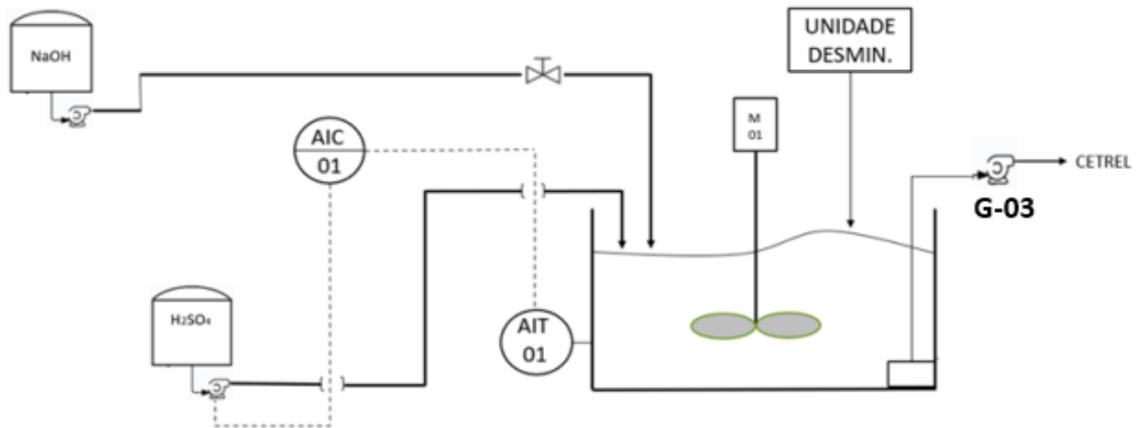
Este trabalho foi dividido em três partes distintas. A primeira etapa concentrou-se na modelagem da planta de pH, utilizando *toolbox* desenvolvido em ambiente *MATLAB*[®] para identificação de sistemas. A segunda etapa consistiu no desenvolvimento das malhas de controle. Finalmente, a terceira etapa abordou a obtenção e análise dos resultados.

Atualmente, a planta objeto deste estudo não conta com medidores de pH para auxiliar nas medições necessárias para o desenvolvimento do modelo. Fisicamente, nessa área da planta, há o tanque de armazenamento de ácido e soda, juntamente com suas respectivas bombas, o agitador do tanque, responsável pela homogeneização do efluente e a bomba de descarte do efluente. Houve, entretanto, uma instalação prévia de um medidor de pH nesse sistema, voltada unicamente para medição, sem estar integrado a um sistema de controle.

O processo possui dois graus de liberdade para o controle manual de pH do efluente. O ácido sulfúrico e a soda cáustica são as duas variáveis manipuladas para manter o valor do pH dentro da faixa aceitável. Neste trabalho irá considerar apenas um grau de liberdade, sendo a vazão de ácido sulfúrico a única variável manipulada utilizada para manter a variável principal, o pH, no valor desejado. Esta consideração foi estabelecida pois o processo como o todo possuem valores fixo de comportamento, como por exemplo, as etapas executadas para regeneração das Unidades são constantes e após o processo de regeneração da unidade desmineralizadora, o efluente gerado sempre é básico, os dados provam isto, assim como a natureza do processo.

Dessa forma, a Figura 12 apresenta o esquema de controle que será dimensionado. Para este projeto será aproveitada a infraestrutura já existente, incluindo a bomba de ácido, o agitador e as bombas de descarte no sistema atual. No entanto, o novo sistema requer a adição de dois dispositivos ausentes nas instalações atuais. Primeiramente, um medidor de pH será colocado no interior do tanque, em vez de estar posicionado na saída da bomba G-03, como era anteriormente. Essa modificação visa melhorar a precisão das medições. O segundo dispositivo é um inversor de frequência, que controlará a velocidade do motor da bomba de ácido, regulando assim a dosagem da vazão de ácido. As estratégias de controle que abrangem todas as variáveis consideradas no sistema foram conceitualmente desenvolvidas e descritas usando o software *MATLAB/Simulink*[®].

Figura 12 – Esquema do sistema em malha fechada.



Fonte: Elaborado pelo autor.

4.1 IDENTIFICAÇÃO DO MODELO

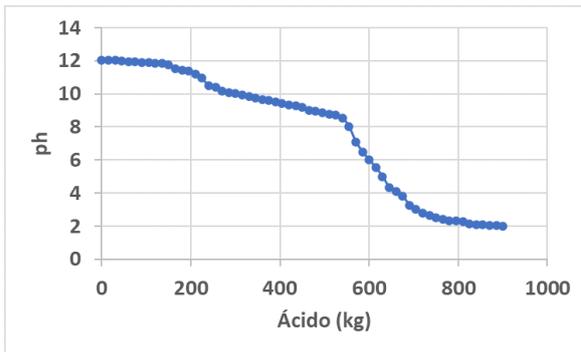
Para identificar o modelo da planta foram utilizados dados históricos provenientes das medições do nível do tanque de ácido e do medidor de pH. O medidor de pH não foi mais utilizado a partir de 2019, e, conseqüentemente, os registros no sistema abrangem dados de medição até essa data. No entanto, antes desse período, foi possível recuperar uma quantidade significativa de informações. É importante destacar que o intervalo de medição para cada variável foi de 2 segundos.

Em termos gerais, foi necessário correlacionar os dados de medição do pHmetro com os registros das medições da massa do tanque de ácido sulfúrico utilizado. A partir dessa relação, foi possível estabelecer a conexão entre o ácido utilizado e as mudanças no pH do efluente.

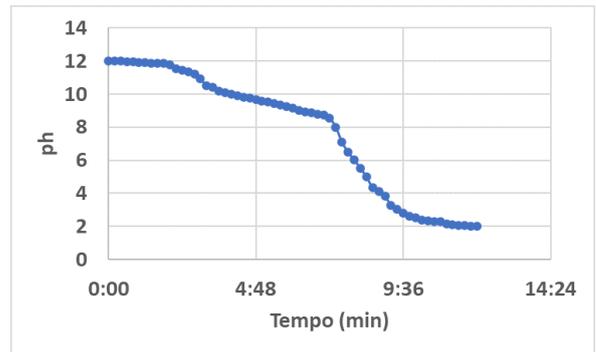
Dentro desse contexto, a análise da correlação entre a variável manipulada e a variável do processo resultou em um padrão conforme o esperado. Isso se traduziu em uma curva logarítmica, que espelha o comportamento teórico do pH. Tal padrão foi ilustrado na representação geral da curva de titulação, conforme mostrado na Figura 8 do capítulo 3.

Para esse levantamento de dados foram considerados cerca de cinco coletas nos quais o operador de campo realizou o processo de neutralização manualmente podem ser observadas através das Figuras 13 à 17.

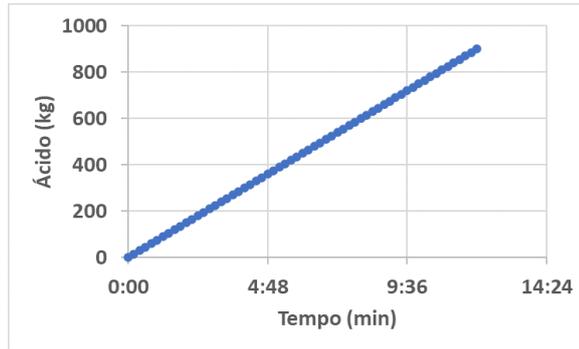
A identificação do sistema a partir dos dados coletados é realizada utilizando a *toolbox* IDENT presente no MATLAB. Essa ferramenta permite a construção de modelos matemáticos de sistemas dinâmicos a partir da importação dos dados de entrada e saída do sistema medido. Os dados introduzidos no sistema são correlacionados e o usuário dispõe de



(a) ph em função do ácido.

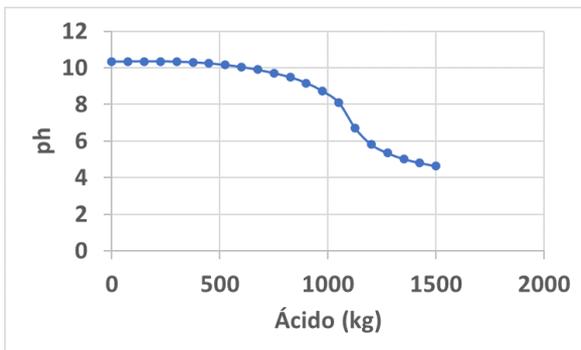


(b) ph em função do tempo.

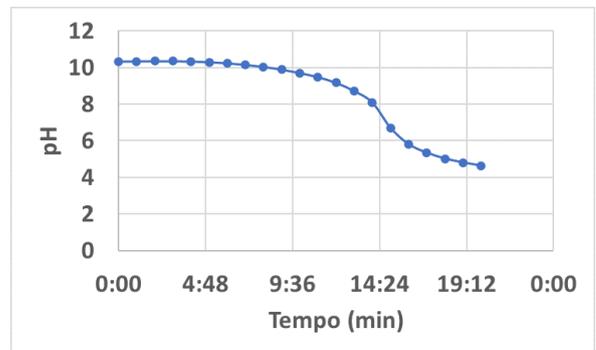


(c) Ácido em função do tempo.

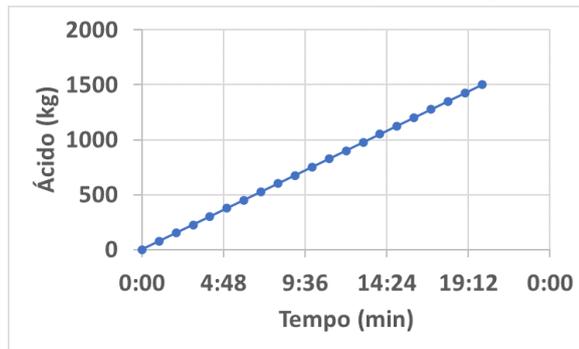
Figura 13 – Coleta de dados 1.



(a) ph em função do ácido.

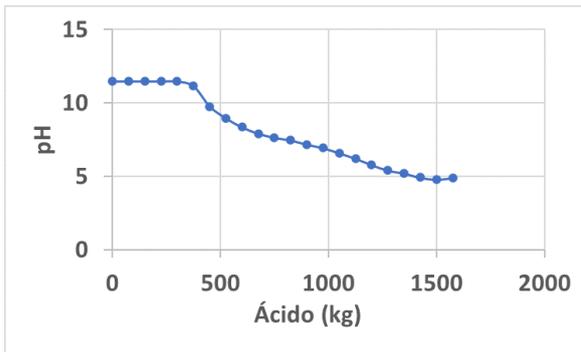


(b) ph em função do tempo.

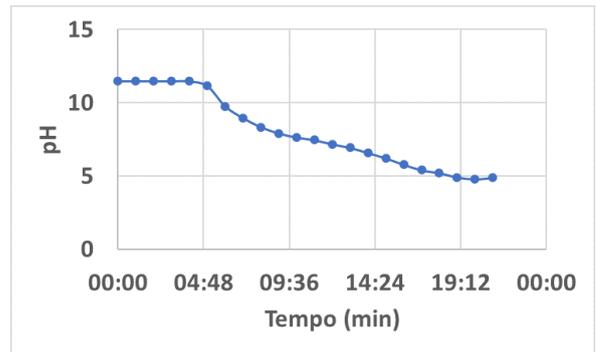


(c) Ácido em função do tempo.

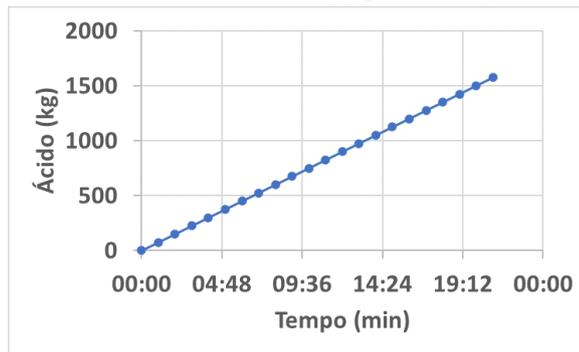
Figura 14 – Coleta de dados 2.



(a) ph em função do ácido.

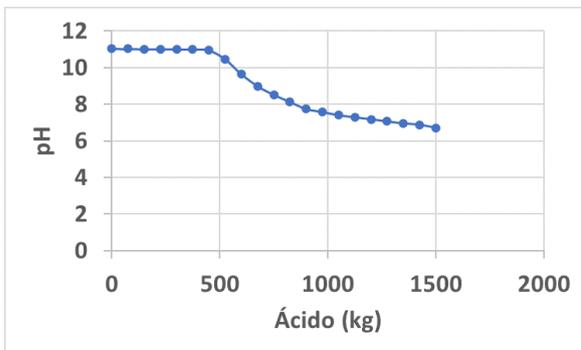


(b) ph em função do tempo.

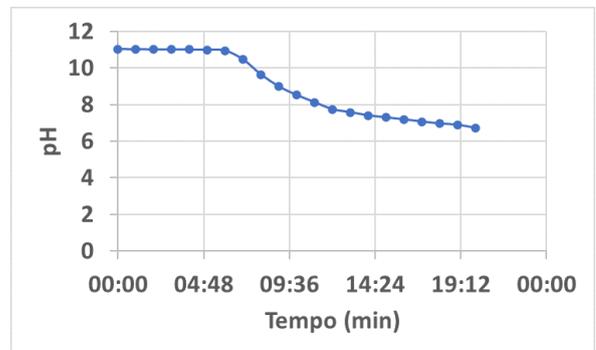


(c) Ácido em função do tempo.

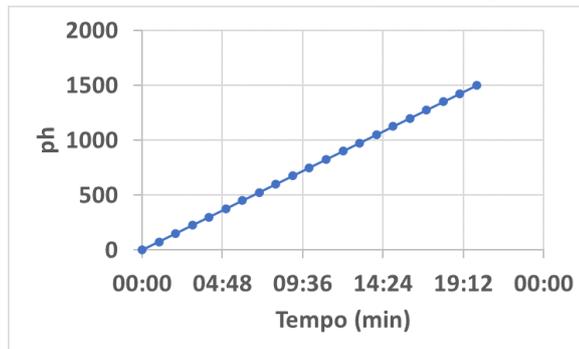
Figura 15 – Coleta de dados 3.



(a) ph em função do tempo.

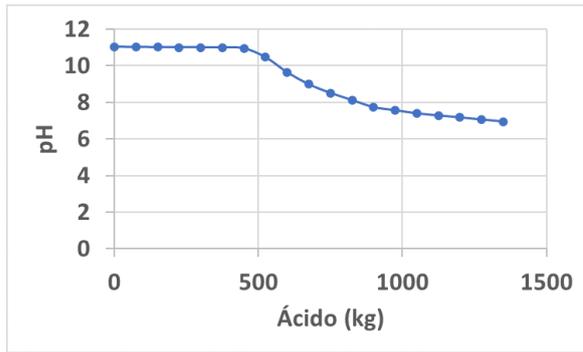


(b) ph em função do tempo.

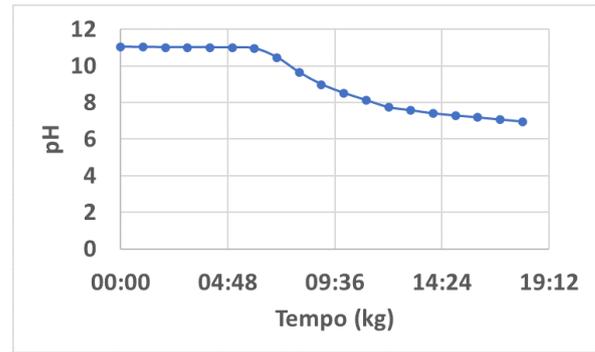


(c) Ácido em função do tempo.

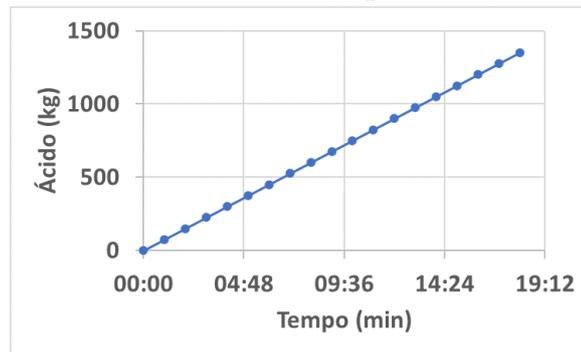
Figura 16 – Coleta de dados 4.



(a) ph em função do tempo.



(b) ph em função do tempo.



(c) Ácido em função do tempo.

Figura 17 – Coleta de dados 5.

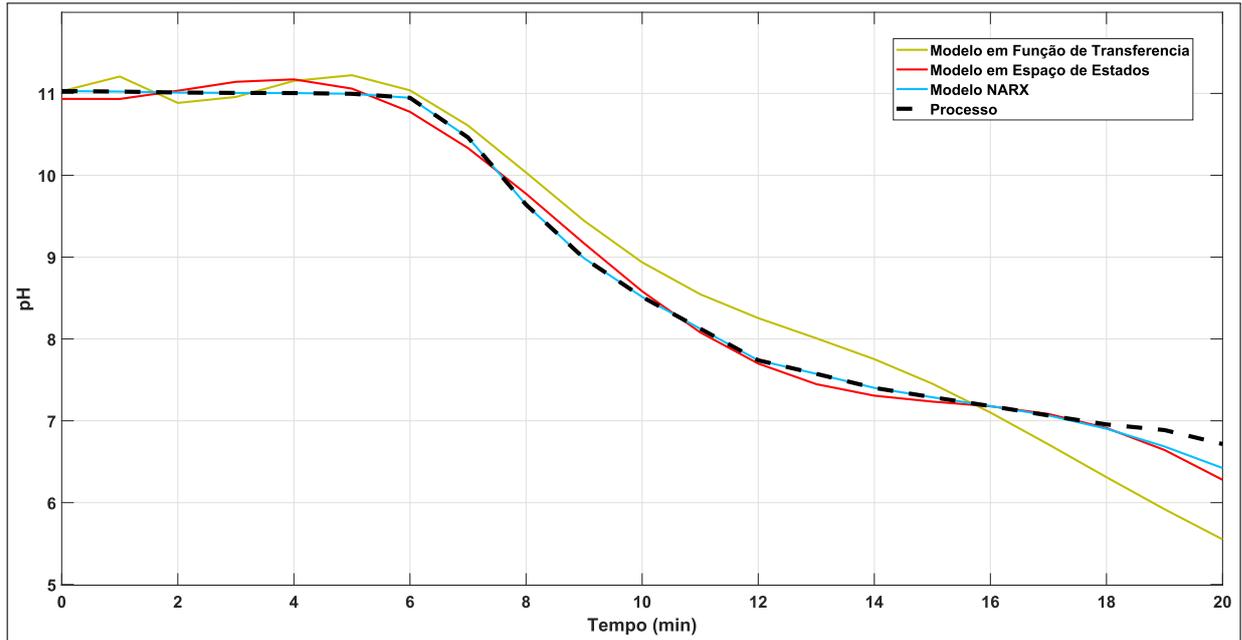
várias opções para escolher o tipo de modelo desejado ou que melhor representa o sistema real em estudo. Além disso, é possível introduzir no programa os dados que serão utilizados para validar o modelo criado inicialmente. Dessa forma, tem-se acesso a uma variedade de parâmetros de desempenho que indicarão o modelo que melhor representa o processo.

A Figura 18 exibe a comparação do modelo em espaço de estados, função de transferência e NARX. Todos os três modelos foram estimados a partir do mesmo conjunto de dados e através deste gráfico e da Tabela 1 é possível avaliar o desempenho de cada modelo.

Ao observar a Tabela 1, nota-se que há uma variação do indicador FIT em cada modelo, à medida que a porcentagem do FIT aumenta, o desempenho do modelo melhora ao se comparar com os outros. Ao considerar exclusivamente este indicador de desempenho, o modelo NARX apresenta uma performance superior. No entanto, para uma avaliação mais abrangente do desempenho, levando em consideração métricas como RMSE e FPE, observamos que esses valores são menores para o modelo NARX. Isso confirma, na comparação entre os modelos, que o NARX é de fato superior na representação do processo estudado. Essa conclusão é respaldada pelo fato de que quanto menores forem os valores de RMSE e FPE, melhor será a qualidade do modelo.

Por meio da estimação do modelo com base na função de transferência, o melhor

Figura 18 – Comparação dos modelos obtidos



Fonte: Dados obtidos através de simulação.

Tabela 1 – Parâmetros de desempenho da estimação dos modelos

Tipo do Modelo estimado	RMSE	FPE	FIT
NARX	$2,75 \times 10^{-4}$	$2,647 \times 10^{-4}$	95,42%
Espaço de Estados	0,009702	0,02522	93%
Função de Transferência	0,262	0,24	73,51%

Fonte: Dados obtidos através de simulação.

ajuste foi alcançado com a utilização de 4 polos e 1 zero. Isso resultou em um modelo com FPE de 0,24 e RMSE de 0,262. Examinando o gráfico do modelo, verifica-se que o ponto de ajuste, usando a função de transferência, foi de 73,51%. A função de transferência modelada é dada por:

$$H(s) = \frac{0,001963s - 3,128 \times 10^{-5}}{s^4 + 0,233s^3 + 0,2601s^2 + 0,03859s + 0,01564} \quad (4.1)$$

O modelo de Espaço de Estados é representado na forma:

$$\dot{x}(t) = [A_c]x(t) + [B_c]u(t) \quad (4.2)$$

$$\dot{y}(t) = [C]x(t) + [D]u(t) \quad (4.3)$$

sendo:

- x é o vetor de estado;
- u é o vetor de entrada;

- y é o vetor de saída;
- $[A_c]$ matrizes de estado do sistema nos domínios contínuo ou discreto
- $[B_c]$ matriz de entrada
- $[C]$ matriz de saída.
- $[D]$ matriz de alimentação.

Os resultados para as matrizes do modelo foram:

$$A_c = \begin{bmatrix} -0.1867 & -0.6125 \\ 0.4049 & 0.1043 \end{bmatrix} \quad (4.4)$$

$$B_c = \begin{bmatrix} 0.03093 \\ -0.009761 \end{bmatrix} \quad (4.5)$$

$$C_c = \begin{bmatrix} 1.048 & -0.3535 \end{bmatrix} \quad (4.6)$$

$$D = 0 \quad (4.7)$$

O sistema de identificação gerou um modelo NARX com quatro regressores: $y_1(t-1)$, $y_1(t-2)$, $u_1(t-1)$, $u_1(t-2)$, com Ordem da variável de saída (n_a)= 2 e Ordem da variável de entrada (n_b)= 2. A ordem da variável de saída significa que o modelo considera dois termos anteriores da variável de saída, enquanto a ordem da variável de entrada indica que o modelo gerado considera dois termos anteriores da variável de entrada exógena. Com isso, a expressão matemática que representa o modelo estimado é:

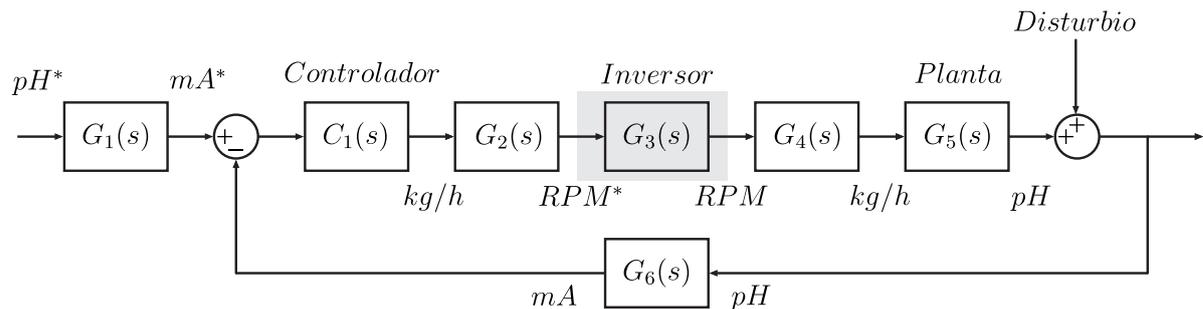
$$\hat{y}(t) = f(\hat{y}(t-1), \hat{y}(t-2), u(t-1), u(t-2)) \quad (4.8)$$

Sendo que a função f é representada por uma rede neural do tipo wavenet com 11 unidades, porém o modelo no MATLAB não define explicitamente f , mas esta função é implicitamente representada pelos termos no modelo. Cada termo autoregressivo ou exógeno será considerado como uma contribuição à função f . Com isto, ao avaliar o desempenho da modelagem, nota-se que este modelo apresenta um FPE: $2,647 \times 10^{-6}$ e RMSE: $2,75 \times 10^{-4}$. O Grau de ajuste do modelo foi de 95,42% o que o torna com melhor desempenho em relação aos outros modelos apresentados, portanto os regressores não foram alterados. Na Figura 18, pode-se observar que o modelo NARX (cor azul) se aproxima muito do modelo real do processo (cor preto, linha tracejada).

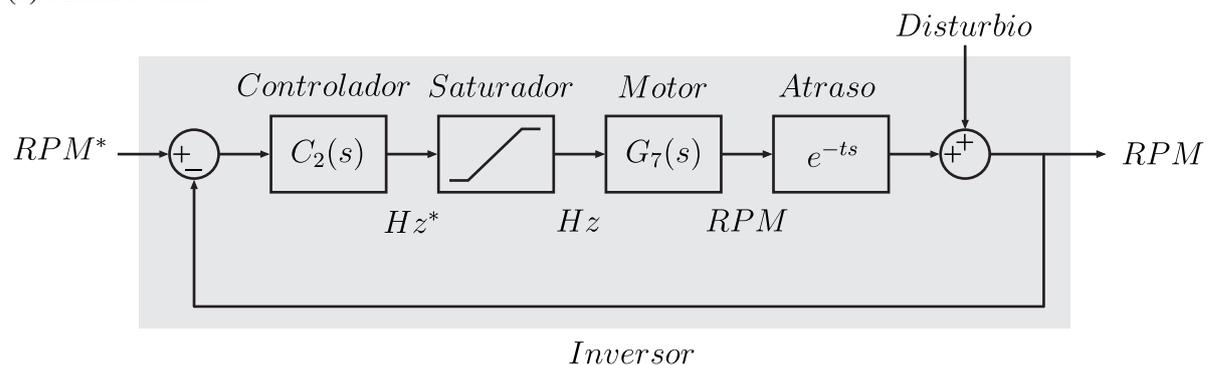
4.2 SISTEMA DE CONTROLE

Após determinar o modelo que descreve o comportamento do processo, a próxima etapa deste trabalho consiste na criação do projeto da malha de controle, visando manter a variável no valor desejado. Nesse contexto, optou-se por implementar um sistema de controle em cascata.

Em termos gerais, a variável principal do processo (malha externa) é o pH e a variável manipulada é a vazão de ácido. A estratégia de controle em cascata implica o desenvolvimento de duas malhas de controle. A malha principal, conhecida como malha primária, é composta pelo controlador mestre, que controla o pH. A malha interna (ou malha secundária) opera em função da malha primária e é composta por um controlador escravo responsável por regular a vazão de ácido para manter o pH no valor de referência definido. Na Figura 19 é possível visualizar o diagrama de blocos em malha fechada do processo.



(a) Malha externa.



(b) Malha interna.

Figura 19 – Diagrama de blocos do processo.

A Figura 19a ilustra a malha principal, também conhecida como Malha Externa. Inicialmente, essa malha recebe o valor de referência, que é inserido pelo usuário e corresponde ao valor desejado de pH. É importante observar que os valores definidos normalmente se situam no intervalo de 6 a 9, que representa o pH aceitável para o descarte do efluente. Após a definição

do set point, o valor de pH é convertido pelo bloco $G_1(s)$ em um sinal de corrente padronizado, variando de 4 a 20 mA. A relação entre a escala de pH e a escala do sinal em mA, foi feita a interpolação linear dada pela seguinte relação:

$$\frac{14 - 1}{pH} = \frac{20 - 4}{mA - 4} \quad (4.9)$$

$$mA = \frac{6pH + 52}{13} \quad (4.10)$$

No seguimento da malha externa, o controlador $C_1(s)$, do tipo PI discreto, compara o sinal de referência (set point) com a leitura do pHmetro, representada pelo bloco $G_6(s)$. A partir dessa comparação, o sinal de controle é gerado para ajustar a vazão de ácido até atingir o valor desejado de pH. Dado que a vazão é controlada por meio das Rotações por minuto (RPM) do motor, o sinal é transformado pelo bloco $G_2(s)$ e transmitido para a malha secundária $G_3(s)$. O controle da vazão de ácido, determinado pelo bloco $G_3(s)$, serve como entrada para o modelo não linear da planta de efluente $G_5(s)$ após passar pela conversão de unidades feita pelo bloco $G_4(s)$.

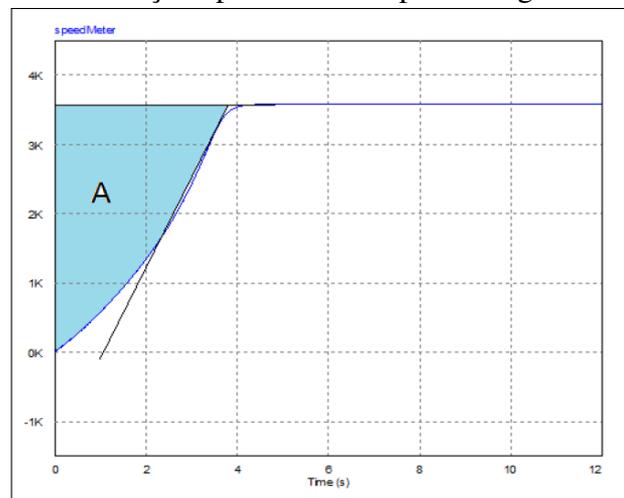
A malha interna, representada na Figura 19b e destacada na Figura 19a pelo bloco $G_3(s)$, controla a vazão de ácido necessária. Isso é realizado por meio do controle de velocidade do motor, operado pelo inversor de frequência, com o objetivo de regular a rotação RPM da bomba centrífuga no tanque de ácido. A velocidade de rotação do motor está diretamente relacionada à vazão de ácido, determinada pela relação entre a vazão mássica máxima de 1275 [kg/h] e a rotação máxima 3600 [RPM] para um motor de dois polos em uma rede com frequência de 60 Hz. A saída da malha secundária fornece a vazão de ácido adequada para ajustar o valor do pH do efluente, conforme modelado pelo processo.

Vale notar que a malha de controle do inversor de frequência (malha secundária) é significativamente mais rápida do que a malha principal. Para implementar essa malha foi necessário modelar o comportamento da rotação de um motor trifásico com base na curva de resposta.

O controle da velocidade do motor $C_2(s)$ é alcançado por meio da variação da frequência (Controle escalar de velocidade). O inversor de frequência, operando entre 0 e 60 Hz, proporciona uma faixa de resposta de 0 a 3600 RPM na rotação do motor. Para obter uma função de transferência que relacionasse a frequência (entrada) com a velocidade de rotação do motor (saída), foi realizada uma aproximação da curva de velocidade em relação ao tempo.

Na Figura 20 é apresentado o gráfico de velocidade do motor [RPM] em função do tempo de um sistema de controle em malha aberta. A partir do resultado obtido foi aplicado o método da área através da curva de resposta com intuito de aproximar este comportamento a uma função de transferência de primeiro grau (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 2006). Este método utilizado foi realizado no estudo desenvolvido por MENDONÇA (2021) que utilizou o motor de indução trifásico na simulação com parâmetros dados na Tabela 2. A função de transferência obtida é dada a seguir.

Figura 20 – Aplicação do método da área para obtenção da função aproximada de primeiro grau.



Fonte: (MENDONÇA, 2021)

$$G(s) = \frac{60}{2,5s + 1} e^{1,2s} \quad (4.11)$$

A malha interna é composta por um Controlador PI ($C_2(s)$) que irá controlar a velocidade do

Tabela 2 – Parâmetros do motor utilizado na simulação.

Grandeza	Parâmetro
Tensão nominal	220 V
Potência nominal	7,5 Cv
Frequência nominal	60 Hz
Velocidade síncrona nominal	3600 rpm
Resistência e Indutância do estator	0,294 Ω – 1,39mH
Resistência e Indutância do rotor	0,156 Ω – 0,74mH
Indutância de magnetização	41 mH

Fonte: obtido em (MENDONÇA, 2021).

motor emitindo um sinal de controle em forma de frequência (Hz), em seguida há um bloco de saturação, limitado a saída do controlador a uma frequência de 0 a 60 Hz que é a faixa de operação definida pelo inversor de frequência trabalho.

O modelo do motor é definido pela função de transferência $G_7(s)$ representada em 4.11. A saída deste modelo consiste na representação da rotação do motor. Da mesma forma que ocorreu na malha principal, o controlador PI foi sintonizado utilizando a *toolbox* do PID *Tuner*. Os parâmetros de controle da malha interna e externa obtidos encontram-se na Tabela 3.

Tabela 3 – Parâmetros de controle da malha interna e externa.

Parâmetros	Malha externa: $C_1(s)$	Malha interna: $C_2(s)$
k_p	3.35	0.015
T_i	6.71	0.005

Fonte: obtidos através de simulação.

5 RESULTADOS

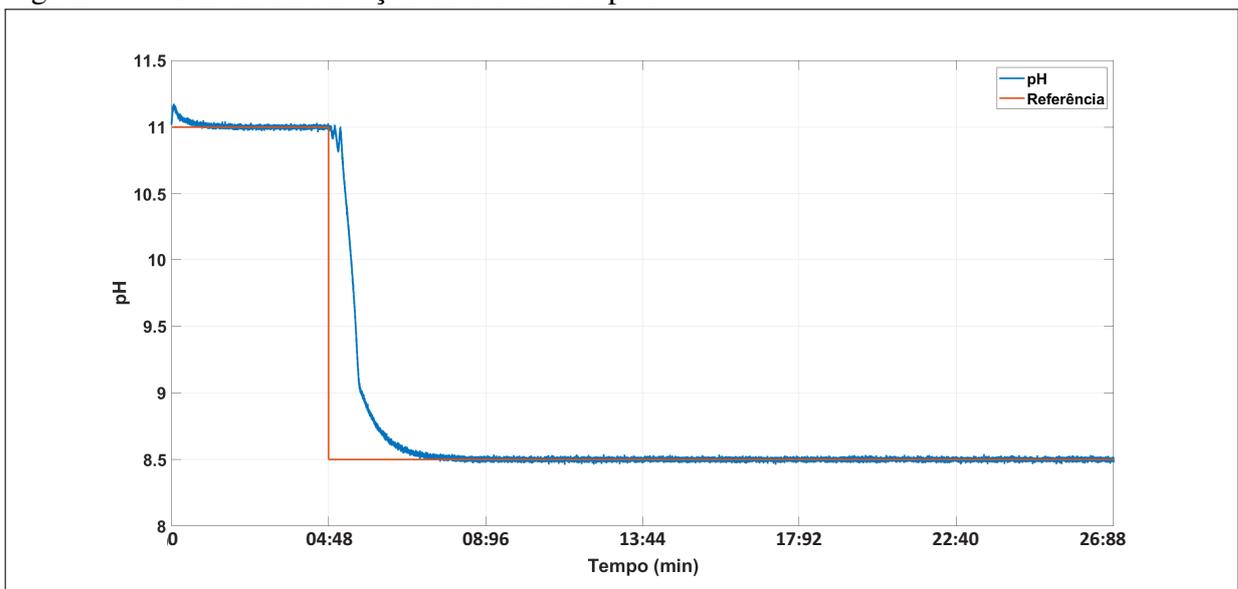
Para a simulação e controle do pH da água resultante da lavagem química da unidade, parte-se da premissa de que inicialmente o pH oscila entre 11 e 12. Dado que esse efluente é inicialmente alcalino, a referência começa com esse valor, permitindo que o insumo (ácido) o reduza para a faixa permitida de descarte, que varia entre 6 e 9. Em todos os teste de simulação, foi acrescentando um ruído associado à medição.

5.1 Resultado da Simulação 1

A Figura 21 retrata a Simulação 1. Após o processo de regeneração, a unidade desmineralizadora produziu um efluente com um pH de 11. Em um momento específico, exatamente aos 4 minutos e 48 segundos, o valor de referência do pH foi ajustado para 8.5, a fim de cumprir os requisitos de descarte. Nesse ponto, o sistema iniciou a dosagem de ácido para atingir o valor desejado do pH.

A partir desse ponto de ajuste, observa-se que o pH do efluente estabilizou-se em aproximadamente 9 minutos e 36 segundos, o que equivale a 500 kg de ácido adicionado durante esse período. Esse valor corresponde à média prevista com base em cinco ensaios realizados.

Figura 21 – Gráfico da variação controlada de pH.



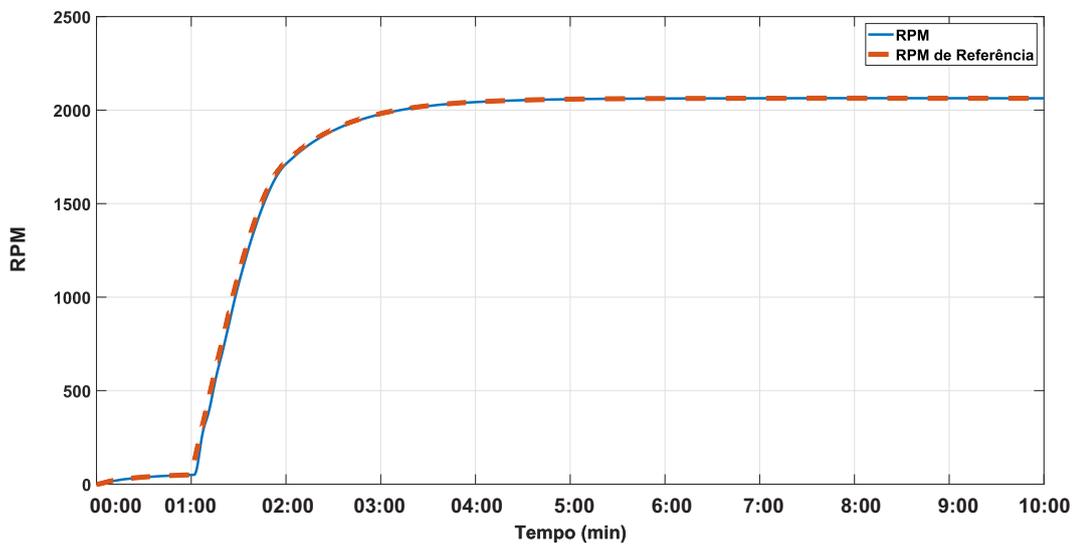
Fonte: elaborado pelo autor.

Simultaneamente à variação do pH, na Figura 22a, pode-se notar um aumento na rotação do motor acoplado à bomba, à medida que a demanda por ácido aumenta, resultando em

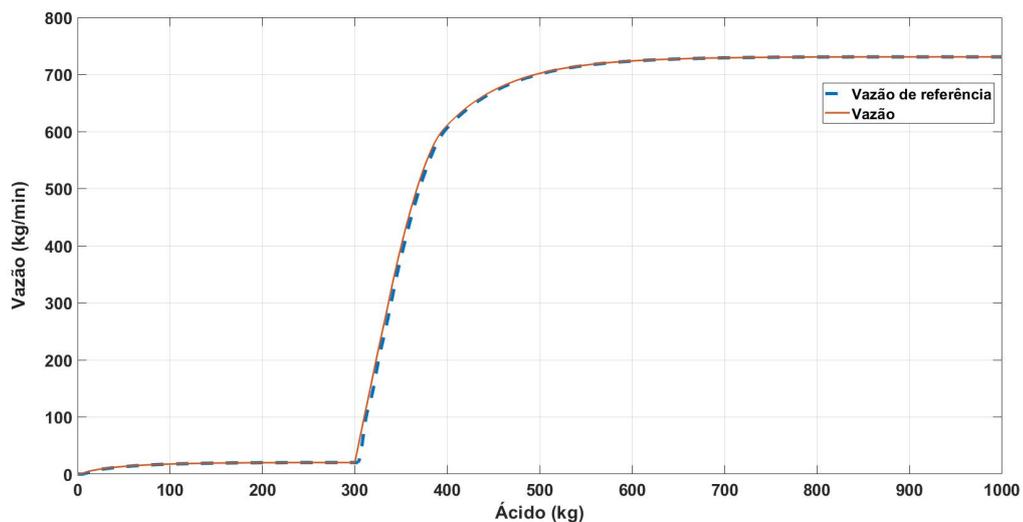
um aumento na vazão de ácido, conforme ilustrado na Figura 22b.

Inicialmente, o motor opera a uma velocidade de rotação constante até o primeiro minuto. Entretanto, devido à alteração na referência do pH, a demanda por ácido aumenta gradualmente, estabilizando-se em aproximadamente cinco minutos.

Mantendo o RPM constante, o motor assegura uma saída de potência invariável, o que é crucial em muitos cenários onde variações de velocidade não são toleradas. Vale destacar que, para realizar os ajustes necessários, a rotação máxima da bomba chegou a cerca de 2000 RPM, lembrando que a rotação máxima da bomba é de 3600 RPM.



(a) Rotação por minuto (RPM) do motor da bomba responsável pela vazão de ácido.



(b) Vazão de ácido controlada pela rotação da bomba.

Figura 22 – Rotação da bomba centrífuga e Vazão.

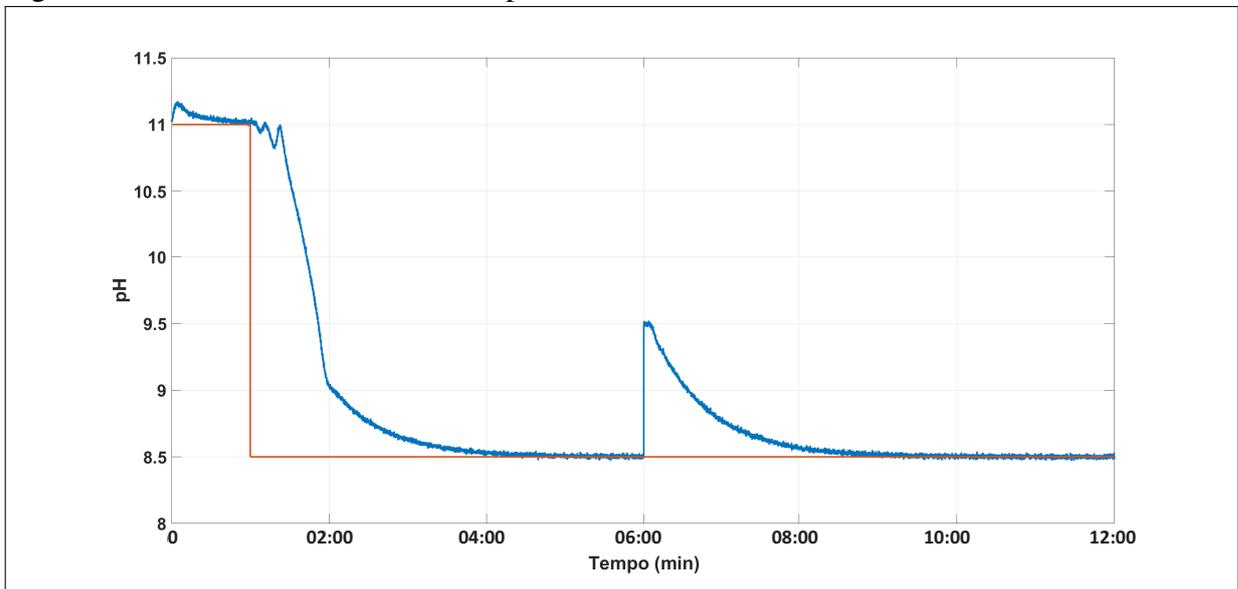
5.2 Resultado da Simulação 2

A Figura 23 ilustra o resultado da simulação com a introdução de uma perturbação no pH no instante de 6 minutos.

Inicialmente, o processo inicia com um valor de referência de pH de 8.5 para a primeira dosagem de ácido adicionada até atingir estabilidade. À medida que o ácido é dosado no sistema, o pH do efluente começa a diminuir, aproximando-se do valor de referência, conforme ilustrado anteriormente na Figura 21.

Para avaliar o desempenho do controle diante de perturbações, foi aplicada uma perturbação do tipo degrau unitário com duração de 1 segundo no minuto 6, quando o sistema já havia alcançado o valor desejado de pH= 8.5, alterando o valor da variável do processo pH para 9.5. A partir desse ponto, observa-se o controle agindo para corrigir a variável do processo, trazendo-a de volta ao ponto de ajuste (pH = 8.5) e estabilizando-a conforme o esperado. Esse comportamento demonstra a capacidade do sistema de controlar efetivamente o pH mesmo diante de perturbações, garantindo a manutenção do valor desejado e a qualidade do processo.

Figura 23 – Controle com distúrbio no pH.



Fonte: elaborado pelo autor.

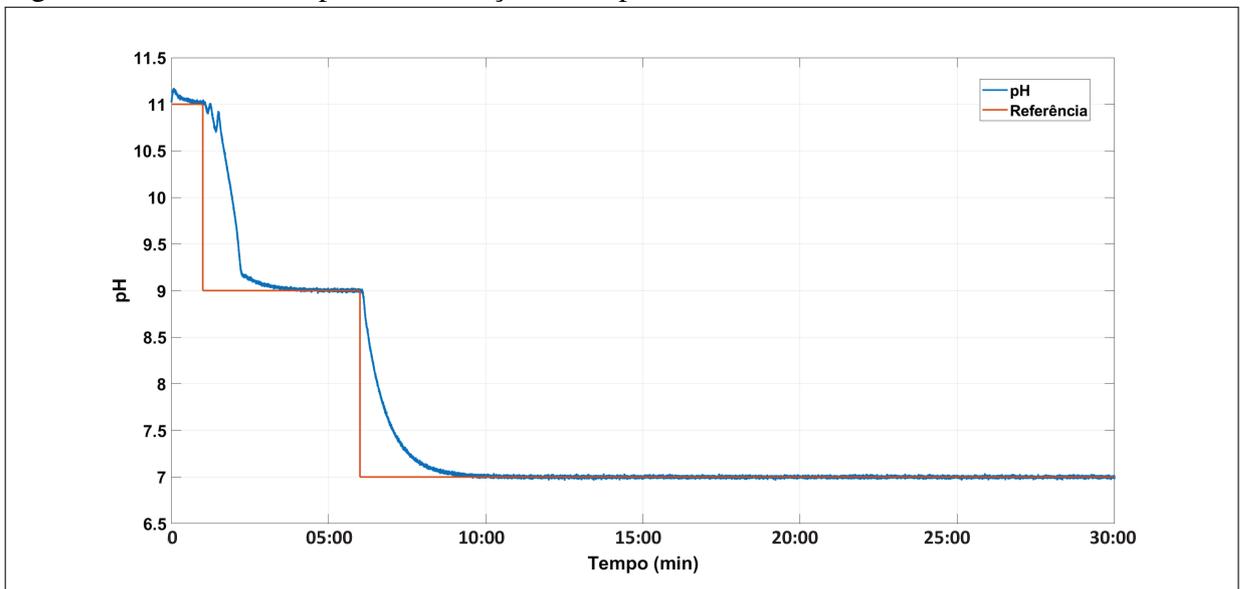
5.3 Resultado da Simulação 3

Neste cenário de teste foram realizados dois ajustes no valor de referência, conforme ilustrado na Figura 25. Inicialmente o pH estava em 11 e o setpoint inicial foi de pH = 9. Aos 5

minutos, a variável do processo estabilizou no valor desejado. Em seguida, aos 5 minutos e 50 segundos, o set point foi novamente alterado, desta vez para 7, que representa o ponto neutro na escala de pH. Nota-se que o sistema de controle conseguiu ajustar o pH do efluente para essa nova condição, como evidenciado na Figura 24.

Esse desempenho ressalta a eficiência do controle em lidar com mudanças significativas nos valores de referência do pH, garantindo a conformidade com as especificações desejadas. É importante destacar que o ponto $\text{pH} = 7$ é crítico, conforme a curva de titulação, pois pequenas variações na quantidade de ácido podem resultar em acidificação do efluente.

Figura 24 – Controle de pH com variação de setpoint.



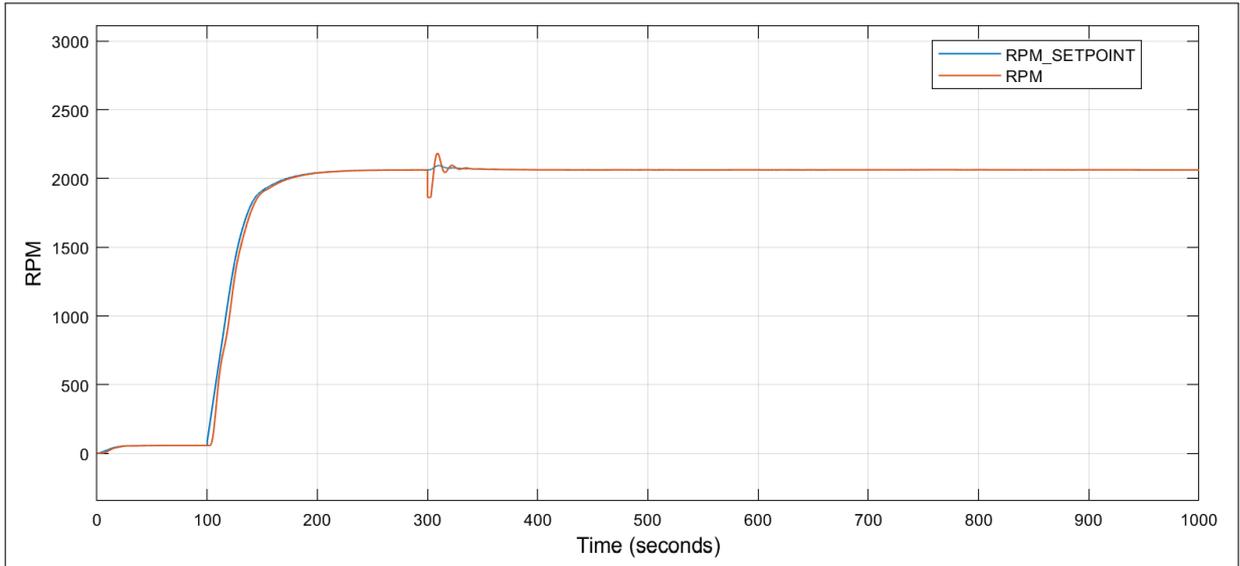
Fonte: elaborado pelo autor.

5.4 Resultado da Simulação 4

Nesta simulação o objetivo foi avaliar o desempenho da malha secundária, lembrando que ela controla a rotação do motor da bomba centrífuga e como consequência disto é possível fazer o controle de vazão de ácido que está sendo dosado no sistema. Desta maneira foi aplicado um distúrbio no instante 300s na malha secundária. O distúrbio escolhido foi um degrau negativo de -100 RPM e foi observado que a malha interna consegue absorver de forma muito rápida distúrbios inerentes ao processo.

Conforme gráfico a linha em azul representa o set point da rotação do motor (RPM) a linha em vermelho representa o valor da variável do processo da malha secundária. Como houve uma redução na rotação da bomba devido a simulação de um distúrbio no sistema da

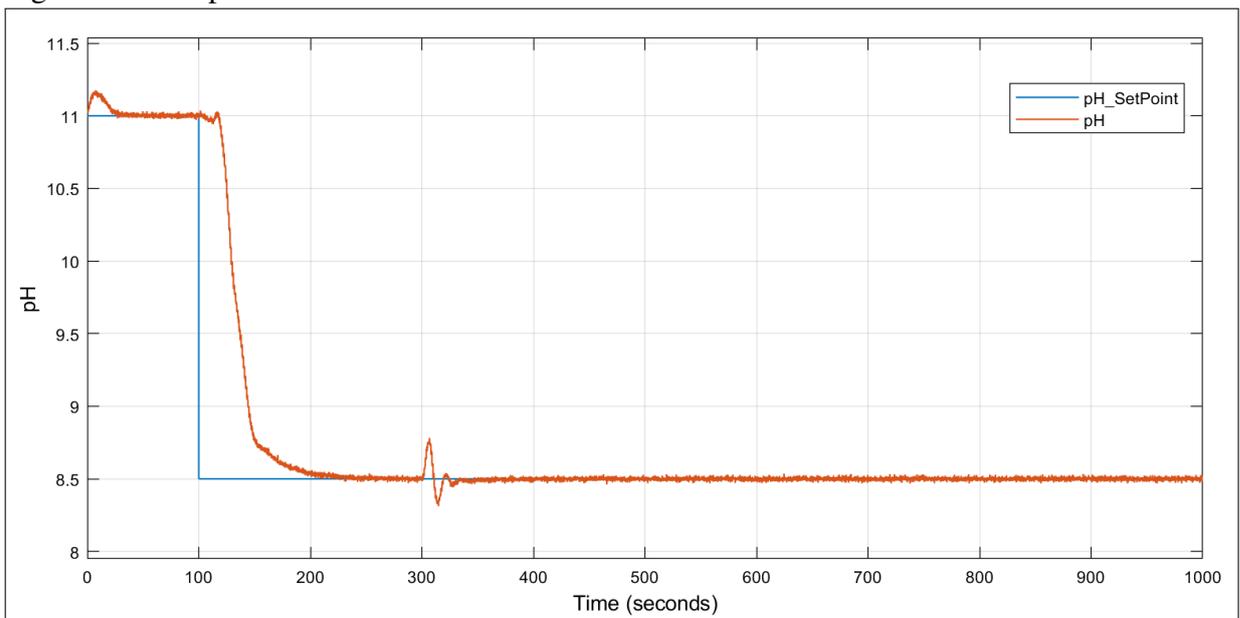
Figura 25 – Controle de RPM com distúrbio.



Fonte: elaborado pelo autor.

malha interna, pode-se esperar que a malha principal sofra variações também. No gráfico abaixo, pode-se notar que no mesmo instante (300s) que a malha interna sofre um distúrbio, o que ocorre é uma redução de emissão de ácido para o sistema, conseqüentemente o pH sofre uma variação, porém como a malha interna é extremamente rápida o distúrbio logo é estabilizado. E esta condição valida o controle e fica evidente a dependência direta da malha principal em relação a malha secundária.

Figura 26 – Resposta do controle frente a distúrbio na bomba.



Fonte: elaborado pelo autor.

Como mencionado anteriormente, o modelo foi construído com base em cinco

ensaios distintos nos quais o pH transitou da faixa alcalina para a faixa ácida devido a uma dosagem excessiva de ácido sulfúrico realizada pelo operador de campo. Essa quantificação foi de suma importância para compreender o comportamento típico da titulação do efluente gerado, permitindo, assim, a modelagem do processo em estudo.

Quando se compara a quantidade de ácido dosada registrada nos ensaios com a quantidade de ácido dosada pelo sistema de controle desenvolvido, fica evidente que o controle proposto é altamente preciso e eficaz. Esse nível de precisão não apenas resultará em economia de insumos, mas também levará à rápida estabilização do sistema.

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

6.1 Conclusão

Com base no estudo desenvolvido neste trabalho, conclui-se que o objetivo geral de propor um controle automático em ambiente simulado para um problema real de uma indústria petroquímica foi alcançado. Embora o estudo tenha sido a priori somente conceitual, foi possível desenvolver a engenharia na prática e isso ocorreu desde a percepção da oportunidade de melhoria do controle de pH que é feito hoje de forma inteiramente manual e corrobora negativamente no custo variável da unidade, até o desenvolvimento da solução que englobou a modelagem do sistema de estudo com dados obtidos do período que o processo possuía medição.

O dimensionamento do sistema de controle foi uma etapa crítica do projeto, exigindo não apenas uma revisão dos conceitos abordados durante o curso, mas também uma colaboração interdisciplinar com outras áreas da engenharia.

Por meio de abordagens clássicas de controle foi obtido resultados altamente satisfatórios. É importante ressaltar que o desempenho eficaz do controle clássico foi favorecido pela faixa de operação específica em que foi aplicado. No entanto, é importante observar que, caso a operação abrangesse toda a faixa da escala de pH, o controle clássico não seria igualmente bem-sucedido.

De modo geral, ao implementar efetivamente este projeto, não será mais necessário utilizar de forma exarcebada os insumos (ácido e base) para neutralização do efluente. Logo, isso permitirá a utilização mínima do ácido sulfúrico, viabilizando o descarte mais eficiente do efluente dentro dos parâmetros de pH acordados com a Unidade Externa de Tratamento.

6.2 Trabalhos Futuros

Além da análise de custo-benefício da implementação do sistema real de controle automático dos equipamentos de instrumentação, pode-se desenvolver um controle Split Range considerando o ácido sulfúrico e a soda cáustica como variáveis manipuladas, tornando o sistema mais sofisticado, ou seja, desta forma ele conseguirá atender a distúrbios básicos e ácidos. E como parte dos estudos futuros nesta unidade, seria interessante conduzir uma investigação sobre o uso do dióxido de carbono (CO₂) como agente para a neutralização do efluente, em vez de recorrer ao ácido sulfúrico. Existem estudos que indicam que o CO₂ é capaz de reduzir o pH

de uma solução básica. Dado que o processo principal desta petroquímica gera uma considerável quantidade de gás carbônico, grande parte do qual é emitido na atmosfera. Logo, aproveitar esse gás para neutralizar o efluente poderia representar uma vantagem significativa em diversos aspectos.

REFERÊNCIAS

- AGUIRRE, L. A. **Introdução à identificação de sistemas–Técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais.** [S.l.]: Editora UFMG, 2004.
- ANDRADE, J. C. de. Química analítica básica: Os conceitos ácido-base e a escala de ph. **Revista Chemkeys**, n. 1, p. 1–6, 2010.
- ANDRADE, M. A. G. Compostos inorgânicos. 2011.
- ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. Pid control. **IEEE Control Systems Magazine**, v. 1066, 2006.
- BRADY, J. E.; RUSSELL, J. W.; HOLUM, J. R. **Química::** A matéria e suas transformações. Editora livros técnicos e científicos: Brasil, 2000.
- CETREL. *In:_____*, 2022. Disponível em: <<https://www.cetrel.com.br/quem-somos/>>. Acesso em: 05 dez. 2022.
- COFIC. *In:_____*, 2018. Disponível em: <<https://www.coficpolo.com.br/pagina.php?p=27>>. Acesso em: 05 jan. 2023.
- GARCIA, C. **Modelagem e Simulação de Processos Industriais e de Sistemas Eletromecânicos Vol. 1.** [S.l.]: Edusp, 2005.
- GIORDANO, G. *et al.* Tratamento e controle de efluentes industriais. **Revista ABES**, v. 4, n. 76, p. 1–84, 2004.
- JELALI, M. Control performance management in industrial automation: assessment, diagnosis and improvement of control loop performance. Springer Science & Business Media, 2012.
- MENDONÇA, L. A. C. Controle escalar de velocidade e partida de motores de indução utilizando inversores. *In: Ed. 01, Vol. 02.* ISSN: 2448-0959, Link de acesso: <https://www.nucleodoconhecimento.com.br/engenharia-eletrica/utilizando-inversores>: Revista Científica Multidisciplinar Núcleo do Conhecimento, 2021. p. 14–36.
- MONTREAL, P. de. Documento en línea. **Recuperado de: <https://www.undp.org/content/undp/es/home/sustainabledevelopment/environment-and-natural-capital/montreal-protocol.html>** [Consulta: 2020, agosto 28], 1987.
- NASCIMENTO, C. J. d. Estudo comparativo de técnicas de autoajuste de controladores pid. 2013.
- OGATA, K. **Modern control engineering fifth edition.** [S.l.: s.n.], 2010.
- OLIVEIRA, M. L. d. Controle de ph em torre de hcn stripper usando redes neurais. 2011.
- ONU, N. U. *In:_____*, 2015. Disponível em: <<https://brasil.un.org/sites/default/files/2020-08/Acordo-de-Paris.pdf>>. Acesso em: 12 dez. 2015.
- ORDYS, A. W. **System identification, T. Soderstrom and P. Stoica. Prentice-Hall International, Hemel Hempstead, UK 1989, ISBN 0138812365, XXIV+ 612 pp.,£ 47.00.** [S.l.]: Wiley Online Library, 1993.

PERUZZO, T. M.; CANTO, E. L. do. **Química: na abordagem do cotidiano**. [S.l.]: Moderna, 1996.

POTTMANN, M.; PEARSON, R. K. Block-oriented narmax models with output multiplicities. **AIChE Journal**, Wiley Online Library, v. 44, n. 1, p. 131–140, 1998.

PROTOCOLO, D. Q. Protocolo de quioto. **Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima. Editado e traduzido pelo Ministério da Ciência e Tecnologia com o apoio do Ministério das Relações Exteriores da República Federativa do Brasil. 34p**, 1997.

SILVA, D. H. d. Protocolos de montreal e kyoto: pontos em comum e diferenças fundamentais. **Revista brasileira de política internacional**, SciELO Brasil, v. 52, p. 155–172, 2009.

SMITH, C.; CORRIPIO, A. **Princípios E Prática Do Controle Automático de Processo** . [S.l.]: Grupo Gen-LTC, 2000.

WWF. O QUE É DESENVOLVIMENTO SUSTENTÁVEL *In*:_____, 2023. Disponível em: <[ZIGLIO, L.; COMEGNA, M. A. Segurança química no brasil: As convenções de roterdã e estocolmo. **Estudos Geográficos: Revista Eletrônica de Geografia**, v. 2, n. 2, p. 47–55, 2004.](https://www.wwf.org.br/natureza_brasileira/questoes_ambientais/desenvolvimento_sustentavel/#:~:text=Essa%20defini%C3%A7%C3%A3o%20surgiu%20na%20Comiss%C3%A3o,de%20desenvolvimento%20sustent%C3%A1vel%20na%20Amaz%C3%B4nia.> Acesso em: 21 ago. 2023.</p></div><div data-bbox=)