



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS
CENTRO DE TECNOLOGIA – CTEC
ENGENHARIA QUÍMICA



RAFAEL DA SILVA BEZERRA

**DESENVOLVIMENTO E AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE
CONTROLE EM CASCATA ATRAVÉS DE MODELO EMPÍRICO
RELACIONANDO TEMPERATURA DE TOPO E VAZÃO DE VAPOR EM UMA
TORRE DE STRIPPER**

Maceió – AL
2024

RAFAEL DA SILVA BEZERRA

**DESENVOLVIMENTO E AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE
CONTROLE EM CASCATA ATRAVÉS DE MODELO EMPÍRICO
RELACIONANDO TEMPERATURA DE TOPO E VAZÃO DE VAPOR EM UMA
TORRE DE STRIPPER**

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de Engenharia Química da Universidade Federal de Alagoas, como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Júlio Inácio Holanda Tavares Neto.

Coorientador: Prof. Dr. João Inácio Soletti.

Maceió – AL

2024

Catálogo na fonte
Universidade Federal de Alagoas
Biblioteca Central
Divisão de Tratamento Técnico
Bibliotecária: Girlaine da Silva Santos – CRB-4 – 1127

B574d Bezerra, Rafael da Silva.

Desenvolvimento e avaliação do desempenho de um sistema de controle em cascata através de modelo empírico relacionando temperatura de topo e vazão de vapor em uma torre de stripper / Rafael da Silva Bezerra. – 2024.

67 f. : il. : color

Orientador: Júlio Inácio Holanda Tavares Neto.

Coorientador: João Inácio Soletti.

Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química) – Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia, Maceió, 2024.

Bibliografia: f. 66 - 67.

1. Cloro- indústria. 2. Algoritmo PID. 3. Controlador PID. 4. Identificação de sistemas. I. Título.

CDU: 661.418

RESUMO

A indústria de cloro-álcalis tem um papel relevante para a sociedade. Seu processo produtivo ocorre através da reação em eletrólise da solução salina (matéria-prima) que é convertida em três produtos principais: cloro gasoso, soda cáustica e hidrogênio gasoso. Com relação ao primeiro componente, existem diversos processos de purificação, sendo o resfriamento o primeiro. Nesta etapa, o cloro gasoso passa por trocadores de calor para ser resfriado ao sair da reação eletrolítica; ao ocorrer a troca térmica com o líquido refrigerante, a água presente como impureza no cloro gasoso é condensada, entretanto partes de cloro ficam retidas neste líquido na forma gasosa. Esta solução não pode ser descartada no sistema de efluentes devendo ser tratada em uma torre de dessorção, ou *stripper*, de cloro que se utiliza de vapor saturado, por exemplo. Manter condições de processo dentro de faixas de processo é essencial para garantir a operacionalidade de projeto e a segurança do processo químico. Logo, o objetivo foi propor uma estratégia de controle em cascata para a coluna concentrando-se na relação, função de transferência, entre a temperatura de topo da coluna (variável de processo) e a vazão de vapor (variável manipulada). Para determinar a função de transferência do processo, primeiramente o sistema foi modelado e simulado através do simulador comercial Aspen Plus. Com o sistema convergido, foram aplicados distúrbios na vazão de vapor em malha aberta no Aspen Dynamics para observar e coletar os dados da temperatura de topo do *stripper*. Os dados gerados no regime transiente foram usados para identificar a função de transferência através da ferramenta do MATLAB *system identification*; logo, foi proposto um controle em cascata no ambiente do MATLAB *simulink*, além da sintonia dos controladores pelo método de tentativa e erro, Ziegler-Nichols e de Cohen-Coon. Com relação aos resultados, o comportamento da temperatura de topo apresentou tempo morto e um elevado tempo para estabilizar em um novo valor estacionário. A função de transferência obtida para este método foi um modelo de segunda ordem com polos no eixo complexo, com um ganho de X, com uma constante de tempo de Y e com um tempo morto de. Ao sintonizar o controlador de vazão, o melhor método para os parâmetros do controlador PID foi o de tentativa e erro com IAE = 114,1 e com ITAE = 10310; foi observado que, para o controlador de vazão, a metodologia de Ziegler-Nichols e de Cohen-Coon não removeram completamente o erro estacionário (*offset*), dado o grande ganho proporcional obtido por estes métodos através da curva de reação. Para os controladores configurados em cascata, obteve-se respostas rápidas quando comparado a malha puramente realimentação, além de atender aos distúrbios na malha interna e na malha externa retornando ao valor estacionário estabelecido pela referência. Logo, o controle em cascata foi vantajoso por abarcar de forma rápida os distúrbios quando comparado a um controle com PID simples.

Palavras-Chave: Indústria cloro álcalis; Dessorção; Identificação de sistemas; Algoritmo PID; Sintonia de controladores.

ABSTRACT

The chlor-alkali industry plays a significant role in society, with its production process involving the electrolysis reaction of saline solution (raw material) converted into three main products: gaseous chlorine, caustic soda, and gaseous hydrogen. Regarding the first component, various purification processes exist, with cooling being the initial step. In this stage, gaseous chlorine undergoes heat exchange in heat exchangers to cool down after the electrolytic reaction. During thermal exchange with the refrigerant liquid, water impurities in the gaseous chlorine are condensed, but portions of chlorine remain entrained in this liquid in a gaseous form. This solution cannot be discarded into the effluent system and must be treated in a chlorine desorption tower or stripper, utilizing saturated vapor, for instance. Maintaining process conditions within specified ranges is essential to ensure project operability and chemical process safety. Therefore, the objective was to propose a cascade control strategy for the column, focusing on the relationship, transfer function, between the column's top temperature (process variable) and vapor flow rate (manipulated variable). To determine the process transfer function, the system was initially modeled and simulated using the commercial Aspen Plus simulator. With the converged system, disturbances were applied to the vapor flow rate in open loop in Aspen Dynamics to observe and collect data on the stripper's top temperature. The data generated during the transient regime were used to identify the transfer function through the MATLAB system identification tool. Subsequently, a cascade control was proposed in the MATLAB Simulink environment, along with controller tuning using the trial-and-error method, Ziegler-Nichols, and Cohen-Coon. Regarding the results, the behavior of the top temperature exhibited dead time and a significant time to stabilize at a new steady-state value. The transfer function obtained for this method was a second-order model with poles in the complex axis, a gain of X, a time constant of Y, and a dead time. When tuning the flow controller, the best method for PID controller parameters was trial and error with IAE = 114.1 and ITAE = 10310. It was observed that for the flow controller, the Ziegler-Nichols and Cohen-Coon methodologies did not eliminate the steady-state error (offset), given the high proportional gain obtained by these methods from the reaction curve. For cascade-configured controllers, quick responses were achieved compared to a purely feedback loop, effectively handling disturbances in both the inner and outer loops, returning to the steady-state value set by the reference. Therefore, cascade control proved advantageous in quickly addressing disturbances compared to a simple PID control.

Keywords: Chlor-alkali industry; Desorption; System identification, PID algorithm, Controller tuning.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, em primeiro lugar, à Deus, por guiar meus passos e por me conceder forças para persistir e lutar pelos meus objetivos de vida.

Expresso minha profunda gratidão aos meus pais, José Robson e Jaciara Cristina, pelo amor imensurável que sempre me envolveu e pela liberdade que me proporcionaram, permitindo-me escolher e ser quem sou.

À minha esposa, Thainá Cabral, dedico meu mais sincero agradecimento pelo constante suporte e amor incondicional em todas as minhas ideias. Agradeço pelos momentos de carinho e compreensão, pois você é não apenas minha companheira, mas também uma verdadeira amiga.

Aos meus irmãos, Roberto Bezerra e Raissa Bezerra, meu reconhecimento por todo cuidado, parceria e amor que sempre compartilhamos ao longo da jornada.

Aos meus dedicados orientadores, Júlio Inácio e Jhonny Inácio, expresso minha admiração pela excelência em suas profissões, bem como pela paciência e apoio fundamentais na construção deste estudo. Além dos ensinamentos acadêmicos, agradeço pelos preciosos conselhos de vida.

A todos os meus amigos, verdadeiros presentes em minha jornada acadêmica, dedico uma gratidão especial, especialmente aos mais próximos: Carlos Filho, Gabriel Xavier, Franciele Maria, Marlos Barbosa e Samara Farias.

Ao PET Ciência e Tecnologia da UFAL, expresso minha profunda gratidão pelos momentos enriquecedores de formação e descontração.

Aos meus grandes amigos, Alysson Mariano e Daniella Mariano, agradeço por todo cuidado e conselhos de vida, além da parceria constante em todos os momentos especiais.

À minha equipe de trabalho e colegas que a automação me proporcionou, agradeço pelos momentos enriquecedores de crescimento pessoal e pela partilha de conhecimentos profissionais que foram essenciais nesta jornada.

Por fim, expresso minha sincera gratidão a todos que, de alguma forma, contribuíram para a conclusão deste passo importantíssimo na minha vida. Cada gesto e apoio foram fundamentais, e sou profundamente grato por isso.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1: Processo simplificado de produção da indústria de cloro-álcalis.	16
Figura 2: Representação de uma coluna de dessorção de gás cloro em água líquida.....	18
Figura 3: Representação gráfica das leis de Raoult e de Henry.	19
Figura 4: Diagrama de blocos de um controle retroalimentado.	21
Figura 5: Representação de controle retroalimentado de temperatura de um reator.	22
Figura 6: Resposta de um processo com um controlador P com diferentes ganhos.....	24
Figura 7: Resposta de um processo a um controlador PI com diferentes tempos integrais.	24
Figura 8: Resposta de um processo a diferentes tipos de controle PID.....	25
Figura 9: Representação de uma malha de controle em cascata.....	26
Figura 10: Configuração dos controladores em cascata da coluna de dessorção.	27
Figura 11: Etapas experimentais de identificação e de sintonia de controladores.	27
Figura 12: Resposta de um processo em malha aberta a um distúrbio em degrau.	29
Figura 13: Fluxograma das etapas constituídas neste trabalho.....	31
Figura 14: Componentes químicos inseridos no Aspen Plus.	32
Figura 15: Modelo termodinâmico colocado no Aspen Plus.	32
Figura 16: Ambiente estacionário de simulação no Aspen Plus.	33
Figura 17: Especificações da coluna de stripper dentro do Aspen Plus.	34
Figura 18: Especificações do trocador de calor dentro do Aspen Plus.	35
Figura 19: Especificações do Mixer dentro do Aspen Plus.....	36
Figura 20: Especificações da bomba de água clorada dentro do Aspen Plus.....	36
Figura 21: Especificações de queda de pressão nas válvulas para o estado dinâmico.	37
Figura 22: Ambiente de simulação no Aspen Dynamics	37
Figura 23: Interface inicial do MATLAB.....	38
Figura 24: Interface inicial do <i>system identification</i> no MATLAB.....	39
Figura 25: Tipos de estimação de modelos disponíveis no <i>system identification</i>	40
Figura 26: Interface inicial do <i>simulink</i> no MATLAB.	42
Figura 27: Resultados termodinâmicos de cada corrente da simulação estacionário.....	44
Figura 28: Perfil de composição de cloro dentro de cada estágio da coluna.....	44
Figura 29: Perfil de pressão dentro de cada estágio na coluna.....	45
Figura 30: Perfil de temperatura dentro de cada estágio da coluna.....	45
Figura 31: Ambiente dinâmico no Aspen Dynamics sendo executado.	47

Figura 32: Resposta da temperatura de topo ao degrau de 200 kg/h na vazão de vapor.	48
Figura 33: Resposta temperatura de topo ao degrau de 200 kg/h no instante da perturbação..	48
Figura 34: Dados da simulação (preto) x dados do modelo (vermelho).	50
Figura 35: Configuração de malha PID do FIC-008.1 no processo.	51
Figura 36: Resposta ao degrau da variação de 0 a 100 do ganho K_P do controlador P.....	52
Figura 37: Resposta ao variar de 0,1 a 0,6 o ganho K_i do controlador PI com $K_P = 10$	53
Figura 38: Resposta ao degrau variar de 0 a 500 o ganho K_D do controlador PID.	53
Figura 39: Resposta ao degrau com $K_P = 12$ e $K_i = 0,24$	54
Figura 40: Configuração da função de transferência em malha aberta.	55
Figura 41: Resposta ao degrau unitário em malha aberta.....	55
Figura 42: Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Ziegler-Nichols.	55
Figura 43: Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Ziegler-Nichols.	56
Figura 44: Configuração de malha em cascata sem os ganhos dos elementos de medição.	57
Figura 45: Resposta ao degrau da malha em cascata x malha com o FIC-008.1.	58
Figura 46: Configuração da malha em cascata no <i>Simulink</i> com os ganhos dos elementos. ...	59
Figura 47: Resposta ao degrau com valores de PID da Tabela 7.	59
Figura 48: Resposta ao degrau com a malha em cascata com os valores da Tabela 8.	60
Figura 49: Resposta ao degrau com a malha em cascata com os valores da Tabela 9.	61
Figura 50: Resposta ao distúrbio de primeira ordem aplicado na malha interna.	62
Figura 51: Resposta ao distúrbio de primeira ordem aplicado na malha externa.....	63

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Configuração de cada corrente no Aspen Plus.	33
Tabela 2: Resultados de temperatura de topo e de fundo ao aplicar distúrbios no processo....	46
Tabela 3: Resultados dos modelos testados a partir dos dados da simulação dinâmica.....	49
Tabela 4: Parâmetros do PID do FIC-008.1 por tentativa e erro.....	54
Tabela 5: Parâmetros do PID do FIC-008.1 por Ziegler-Nichols.....	56
Tabela 6: Parâmetros do PID do FIC-008.1 por Cohen-Coon.	56
Tabela 7: Parâmetros de PID da malha em cascata sem ganhos nos elementos de medição. ...	58
Tabela 8: Parâmetros de PID dos controladores em cascata com ganhos dos elementos.	60
Tabela 9: Parâmetros de PID dos controladores em cascata com ganhos dos elementos.	61

LISTA DE QUADROS

Quadro 1: Cálculo dos parâmetros de PID por Ziegler-Nichols.	30
Quadro 2: Cálculo dos parâmetros de PID por Cohen-Coon.	30
Quadro 3: Parâmetros que foram variados para estimar a função de transferência.	40

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

PID	Controlador Proporcional Integral e Derivativo
PI	Controlador Proporcional e Integral
P	Controlador Proporcional
FIC	Controlador e indicador de Vazão
TIC	Controlador e indicador de Temperatura
FT	Transmissor de Vazão
TT	Transmissor de Temperatura
FT	Funções de Transferência
Fv	Válvula controladora de Vazão
PV	Variável de Processo
MV	Variável Manipulada
SP	SetPoint ou valor de referência
U(t)	Entrada de um sistema no domínio do tempo
E(t)	Sinal de erro no domínio do tempo
U(s)	Entrada de um sistema no domínio de Laplace
E(s)	Sinal de erro no domínio de Laplace
K _P	Ganho proporcional
K _I	Ganho integral
K _D	Ganho derivativo
T _I	Tempo Integral
T _D	Tempo Derivativo
t	Domínio do tempo
L	Domínio de Laplace
G _v	Função de transferência da válvula
G(s)	Função de transferência no domínio de Laplace
HCl	Ácido Clorídrico

SUMÁRIO

Sumário

1.	INTRODUÇÃO.....	13
2.	OBJETIVOS.....	15
2.1	Geral	15
2.2	Específicos.....	15
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	16
3.1	Descrição do Processo	16
3.2	Dessorção Industrial	18
3.3	Funções de Transferência	20
3.4	Controle de Processos.....	21
3.5	Controlador PID (Proporcional-Integral-Derivativo).....	23
3.5.1	Controlador Proporcional.....	23
3.5.2	Controlador Proporcional-Integral.....	24
3.5.3	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo	25
3.6	Controle em Cascata	25
3.7	Sintonia de Controladores.....	27
3.7.1	Sintonia por tentativa e erro	28
3.7.2	Sintonia por Ziegler-Nichols.....	28
3.7.3	Sintonia por Cohen-Coon	30
4.	METODOLOGIA.....	31
4.1	Simulação Estacionária no Aspen Plus.....	31
4.1.1	Coluna de Stripper	34
4.1.2	Trocador de Calor	35
4.1.3	Misturador (<i>Mixer</i>).....	35
4.1.4	Bomba de Água Clorada.....	36
4.2	Simulação Dinâmica no Aspen Plus.....	36
4.3	Identificação da Função de Transferência	38
4.4	Sintonia dos Controladores.....	41
4.4.1	Sintonia por tentativa e erro	42
4.4.2	Sintonia por Ziegler-Nichols.....	42
4.4.3	Sintonia por Cohen-Coon	43
4.4.4	Comparação dos controladores por índices de desempenho.....	43

5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	44
5.1	Simulação Estacionária no Aspen Plus.....	44
5.2	Simulação Dinâmica no Aspen Plus.....	47
5.3	Identificação da Função de Transferência	49
5.4	Sintonia dos Controladores.....	51
5.4.1	Sintonia do FIC-008.1 sem Ganhos dos Elementos.....	51
5.4.2	Sintonia da malha em cascata sem ganhos dos elementos.....	57
5.4.3	Sintonia da malha em cascata com os Ganhos dos Elementos	58
5.4.4	Aplicação de distúrbios na malha em cascata.....	62
6.	CONCLUSÃO.....	64
	REFERÊNCIAS	66

1. INTRODUÇÃO

O processo produtivo da indústria de cloro-álcalis é um dos mais presentes e importantes em todo mundo, pois seus principais produtos, cloro e soda cáustica, são indispensáveis para a população mundial. Além destes insumos, esta indústria também produz, dependendo do processo, hidrogênio, ácido clorídrico, hipoclorito de sódio e dicloroetano (Abiclor, 2020). Estes produtos, por exemplo, são largamente importantes na área de tratamento de água, na área de limpeza, base de matéria-prima em outras indústrias, entre outros.

O processo produtivo de uma indústria de cloro-álcalis acontece através de uma reação em eletrólise dentro de uma célula eletrolítica. Existem três tipos de tecnologias que são utilizadas para a produção de soda e de cloro: células de mercúrio, de diafragma e de membrana; os produtos são obtidos nos eletrodos por meio de corrente elétrica aplicada na salmoura, matéria-prima do processo (Abiclor, 2020).

Após a reação na célula eletrolítica, cada produto é destinado a processos diversos de purificação e de processamento. O gás cloro, produzido na eletrólise, passa por diversas etapas, como as de resfriamento, de secagem, de liquefação, entre outras. Destes processos citados, o de resfriamento visa eliminar a água contida neste gás que através de trocadores de calor, que após a condensação, é tratada em uma torre de dessorção, pois partes de cloro se encontram solubilizados na fase gasosa dentro deste líquido (Paffer, 2015).

A dessorção, ou *stripping* do inglês, também pode ser compreendida como o antônimo da absorção, uma vez que um gás solubilizado em um líquido é transferido para uma outra fase gasosa, ou seja, ocorre a remoção de uma substância gasosa contida em um líquido. Considerando que a concentração de soluto no líquido é maior, ocorre a transferência de massa devido ao gradiente de concentração até que as composições se igualem no equilíbrio (Foust *et al*, 1982). Processos de remoção de componentes gasosos em líquidos costumam ocorrer, industrialmente, em colunas através de um outro componente.

Existem dois tipos principais de coluna para realizar esta separação: as recheadas e as de prato. No geral, as colunas contendo recheios são mais favoráveis pelo melhor desempenho em processos em contracorrente quando se trata de dessorção. Além disso, é de extrema relevância o dimensionamento correto do equipamento, a exemplo de sua altura e de seu material, para obter uma ótima interação e maximizar a eficiência da separação (Mello, 2013), além de promover uma dinâmica contínua e controlável no âmbito de variáveis termodinâmicas.

Então, para estudar e compreender a dinâmica de uma coluna, bem como controlá-la, é essencial conhecer suas especificações e seu comportamento em estado estacionário. Além disso, para investigar o comportamento dinâmico de qualquer processo ou equipamento químico, é imprescindível ter conhecimento das condições iniciais obtidas através de simulações estacionárias (Skogestad, 1992). Tais modelagens podem ser pontos de partida para a melhoria de diversas questões envolvendo operações unitárias em indústrias, inclusive no controle de processos.

Dentro da teoria de controle de processos, utiliza-se de controladores para agir nos elementos finais, promovendo alterações e/ou correções em variáveis ou equipamentos de uma planta industrial. Os controladores são dispositivos responsáveis por manter as variáveis de um processo dentro de faixas operacionais ideais, garantindo a segurança e a eficiência da operação (Pires, 2014); dentre os mais usados nas indústrias mundiais, está o controle Proporcional-Integral-Derivativo (PID).

Portanto, é de suma importância que o processo conte com uma estratégia de controle adequada, tanto em relação à sua configuração como aos seus parâmetros. Para tanto, pode-se usar uma estratégia de configurar controladores em séries para maior controle das variáveis de interesse e rápidas respostas aos distúrbios operacionais de processo que impactam na variável controlada.

Logo, o presente trabalho tem o objetivo de propor e de analisar um sistema de controle em cascata de temperatura de topo (controlador primário) com vazão de vapor (controlador secundário) em uma coluna de dessorção de cloro gasoso em água utilizando o algoritmo PID através de um modelo empírico do processo – função de transferência.

2. OBJETIVOS

2.1 Geral

Propor uma estratégia de controle em cascata em uma coluna de dessorção de cloro gasoso em água concentrando-se na correlação entre a temperatura de topo e a vazão de vapor que alimenta o equipamento através de sua função de transferência.

2.2 Específicos

- Realizar a modelagem e a simulação de um processo de dessorção de cloro gasoso solubilizado em água no estado estacionário dentro do ambiente de simulação Aspen Plus;
- Realizar a simulação do processo de dessorção de cloro gasoso solubilizado em água no estado transiente dentro do ambiente do Aspen Dynamics;
- Coletar os dados da resposta do sistema (temperatura de topo) ao aplicar perturbações em degrau na variável manipulada (vazão de vapor) dentro do ambiente de simulação do Aspen Dynamics;
- Identificar a função de transferência do comportamento da temperatura de topo a partir da vazão de vapor no identificar de sistemas do MATLAB;
- Propor uma estratégia de controle e cascata dentro do ambiente do Simulink no MATLAB, além de sintonizar os controladores PID através de métodos existentes na literatura.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este tópico explora temas que foram abordados durante o desenvolvimento dos objetivos propostos. Inclui a descrição e a caracterização do processo de produção na indústria de cloro-álcalis, destacando a operacionalidade de uma coluna de dessorção. Além disso, introduz conceitos cruciais discutidos ao longo deste estudo, como funções de transferência e algoritmos de controle PID. Adicionalmente, são abordados os princípios dos controladores em cascata, juntamente com a elucidação da importância da sintonia desses controladores.

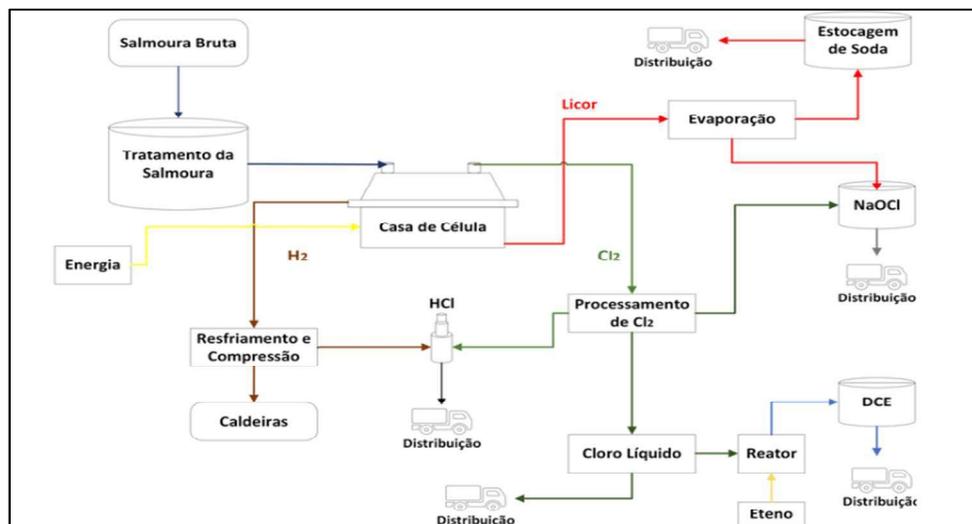
3.1 Descrição do Processo

Há três tipos de tecnologias usadas em indústrias de cloro-álcalis: células de mercúrio, células de diafragma e células de membrana. Grande parte da produção mundial está concentrada na tecnologia de diafragma, uma vez que produções utilizando o mercúrio estão em desuso por conta de sua toxicidade no meio ambiente (Abiclor, 2020). Neste tipo de tecnologia, há dois compartimentos onde ocorre a reação em eletrólise: o cátodo e o ânodo.

A solução salina, colocada no ânodo, flui para o compartimento do cátodo através do diafragma. São gerados três produtos principais: o licor de células, consistindo em soda cáustica diluída, o gás hidrogênio que é produzido no cátodo e o cloro gasoso produzido no ânodo. A eficiência desta reação está em torno de 50 %, fazendo com que haja processos de evaporação para concentrar a soda cáustica (Paffer, 2015).

Os produtos são encaminhados para operações unitárias específicas com o objetivo de serem concentrados e/ou purificados e destinados para a sua finalidade e/ou comercialização. A Figura 1 mostra um fluxograma de um processo de fabricação da indústria de cloro-álcalis:

Figura 1: Processo simplificado de produção da indústria de cloro-álcalis.



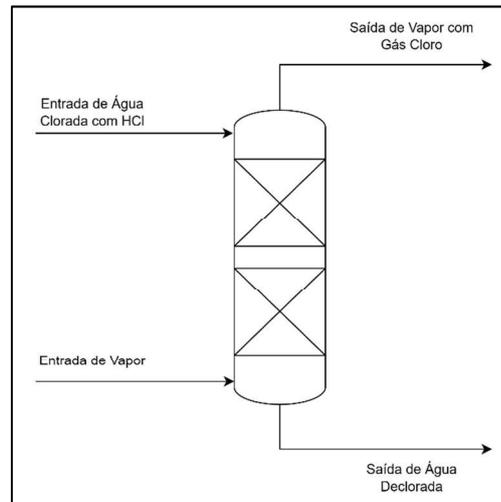
Fonte: Próprio autor, 2024.

Especificamente, o gás cloro gerado no compartimento anódico da célula eletrolítica, onde ocorre a reação de eletrólise, pode ser enviado para etapas de processamento para mudá-lo do estado gasoso para o estado líquido, além de purificá-lo. Esta alternativa pode ser feita para sua comercialização e para a geração de outros produtos, como o dicloroetano, que é matéria-prima base do monocloreto de vinila usado como reagente na produção de policloreto de vinila. O processamento do cloro gasoso pode ser dividido em quatro etapas principais: resfriamento, secagem, compressão e liquefação; o presente estudo está concentrado na etapa de resfriamento.

A primeira etapa, o resfriamento, consiste na remoção de vapor d'água pelo abaixamento da temperatura do cloro gasoso que deixa a célula eletrolítica a uma temperatura média de 90 °C (Paffer, 2015). São usados dois trocadores de calor para permitir a troca de energia entre o gás e o fluido refrigerante, podendo ser água gelada, para condensar os vapores de água arrastados pelo gás cloro da eletrólise. A água condensada, porém, tem em sua composição partes de cloro gasoso solubilizado de maneira que o descarte no sistema de efluentes ou no meio ambiente torna-se inviável por necessitar de um tratamento adequado. Uma das alternativas para separar essa solução consiste no uso de operações unitárias que utilizam equipamentos como colunas de dessorção.

Neste trabalho, foi utilizado uma coluna de dessorção de cloro gasoso em água de uma indústria de cloro-álcalis em Alagoas. Na operacionalidade desta coluna, existem duas correntes de água clorada oriundas do resfriador primário e do resfriador secundário que alimentam um vaso de água clorada usado para alimentar o equipamento através de uma bomba centrífuga. Além da corrente de alimentação, entram na coluna uma corrente de HCl para deslocar o equilíbrio da reação para os produtos e uma corrente de vapor saturado para promoção da troca de massa dentro da operação unitária. As saídas consistem em uma corrente de topo constituída basicamente de cloro gasoso e uma corrente de fundo constituída de água declorada; esta corrente alimenta um trocador de calor economizador, fluido quente, que tem o objetivo de economizar vapor aquecendo a carga de água clorada que entra na coluna. A Figura 2 descreve o fluxograma básica do processo:

Figura 2: Representação de uma coluna de dessorção de gás cloro em água líquida.



Fonte: Próprio autor, 2024.

O sistema proposto para modelagem e identificação do modelo empírico, função de transferência, foi constituído de uma torre de stripper, de um trocador de calor economizador, de uma bomba de água clorada, de um vaso de água clorada, das correntes de água clorada, de ácido clorídrico e de vapor saturado.

3.2 Dessorção Industrial

O processo de *stripping*, ou também chamado de dessorção, pode ser entendido como uma operação unitária que engloba a transferência de massa de uma fase para outra por questões de afinidade química entre as substâncias e de diferença de volatilidade (McGuire *et al*, 1981). As operações de transferência de massa e de calor utilizam de equipamentos específicos para viabilizar o processo de separação entre fases homogêneas e/ou heterogêneas.

Este procedimento é amplamente utilizado em diversos processos, a exemplo do que é praticado no tratamento de água e no tratamento de efluentes tendo como objetivo a remoção de compostos como amônia, dióxido de enxofre, subprodutos de desinfecção, entre outros (Lalezary *et al*, 1984). Além de ser utilizado, principalmente, para remover substâncias de alta volatilidade contidas em água líquida (Letterman, 1990), objeto de estudo neste trabalho.

A dessorção está intrinsecamente relacionada com propriedades termodinâmicas, principalmente à solubilidade de um determinado gás em um líquido específico, que é regida pela Lei de Henry. Ao lidar com soluções líquido-gás não ideais, a aplicação da Lei de Raoult para uma ampla faixa de composições não pode ser aplicada por representar somente considerações ideais (Ball, 2013). A Lei de Henry estabelece que, em baixas frações molares

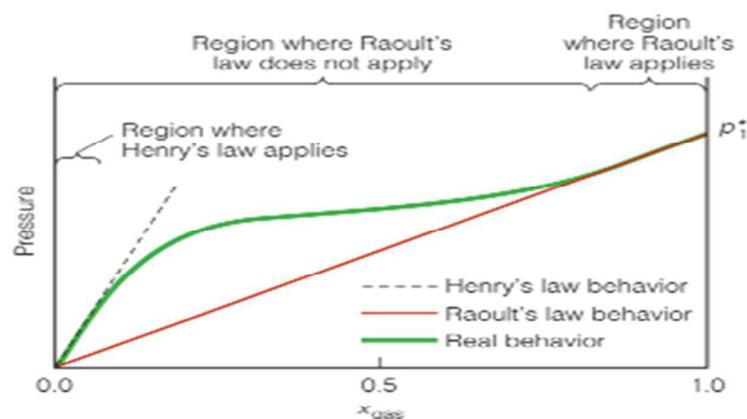
de um componente i em uma solução, a pressão de vapor é diretamente proporcional à fração molar desse componente. Essa relação é expressa pela equação (1):

$$P_i = K_i * x_i \quad (1)$$

Onde P_i é a pressão de vapor do componente i , x_i é a fração de vapor do componente i e K_i é chamada de constante de Henry com valor dependendo dos componentes envolvidos na mistura e da temperatura (Ball, 2013).

Logo, à medida que o solvente rico em soluto entra em contato com o vapor, a Lei de Henry desempenha um papel fundamental ao governar a quantidade de gás que será liberada do líquido e transferida para a fase gasosa, conforme a pressão de vapor do soluto se torna diretamente proporcional à sua concentração no líquido. A Figura 3 apresenta as faixas em que são aplicadas a Lei de Raoult e a Lei de Henry quando se tem um equilíbrio Líquido-Vapor:

Figura 3: Representação gráfica das leis de Raoult e de Henry.



Fonte: Ball, 2014.

Em resumo, a Lei de Henry é importante para esta operação unitária, pois se relaciona com a solubilidade química que o gás terá no líquido. Este conceito está vinculado à capacidade de uma substância se dissolver em outra; logo, quanto maior a pressão parcial do gás, maior será a solubilidade deste componente no líquido em questão e quanto maior a temperatura do sistema, menor a solubilidade do componente gasoso.

Neste trabalho, foi considerado que a coluna de dessorção é regida termodinamicamente pelas leis ideais.

3.3 Funções de Transferência

No estudo do controle de um processo, por vezes, é necessário modelar sistemas dinâmicos e analisar suas características uma vez que chegar ao modelo de processo de um equipamento não é uma tarefa trivial. Um modelo pode ser definido como um conjunto de equações que representa o comportamento de um processo de maneira satisfatória. Porém, na maioria dos casos, utilizam-se funções de transferências (FT) por terem uma simplicidade menor quando comparado à resolução de uma modelagem dinâmica e por caracterizar relações de entrada e de saída de sistemas (Ogata, 2010).

As duas das principais características das FT se resume em serem descritas por equações diferenciais e invariantes no tempo, ou seja, o comportamento do sistema não é influenciado pelo tempo (Silva, 2008); este fato ocorre porque a FT, por definição, é uma transformada de Laplace que, após a resolução da equação, podem ser retomadas para a forma inversa, no domínio do tempo. Além do mais, as FT são propriedades inerentes do sistema, independentes de suas entradas, além de incluir informações necessárias para relacionar a entrada e a saída e não explicitar nenhuma informação física do sistema estudado; conhecendo uma FT, é possível estimar a saída para diferentes tipos de entrada e em caso de não ser conhecida, pode-se determiná-la de diversas maneiras, sendo uma delas a identificação de sistemas a partir de curvas de reação (Ogata, 2010).

No âmbito da modelagem matemática, a identificação de sistemas é uma área que engloba técnicas alternativas a modelagem caixa branca que necessita de diversas informações do sistema. Nela, necessita-se de pouco ou nenhum conhecimento para construir modelos dinâmicos que representam o objeto de estudo (Aguirre, 2007). Tais modelos são referidos como caixa preta ou caixa cinza. A equação (2) apresenta uma função de transferência $G(s)$ linear invariante com o tempo:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} \quad (2)$$

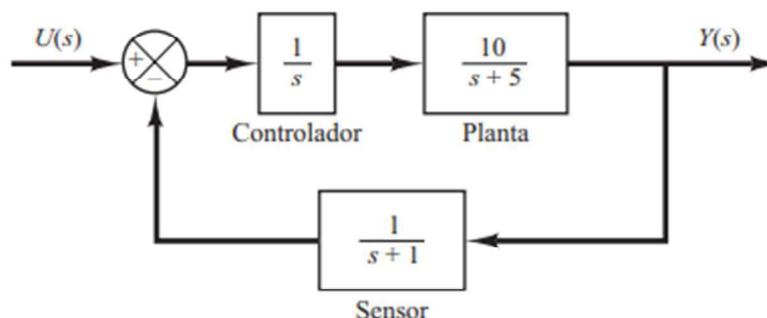
Onde $X(s)$ é a transformada de Laplace da entrada e $Y(s)$ é a transformada de Laplace da saída. A FT tem grande importância e aplicabilidade em estudos de controle; uma delas diz respeito aos polos e aos zeros de uma função de transferência. Considerando uma FT representada pela equação (3):

$$G(s) = K * \frac{(s - z_1)(s - z_2) \dots (s - z_m)}{(s - p_1)(s - p_2) \dots (s - p_n)}, \quad n \geq m \quad (3)$$

Os polos de uma função de transferência são valores de p_x em que $G(s) = \infty$. Por outro lado, os zeros de uma função de transferência são valores de z_x em que $G(s) = 0$. Tais variáveis são importantes para a estabilidade de um sistema de controle. Segundo Neto (2006), um sistema será estável se e somente todas as raízes de sua equação característica forem reais e negativas e/ou se tiverem raízes complexas com a parte real negativa; caso o sistema não apresente raízes com esta característica, será instável. Da Equação 3, a parte característica, citada acima, é representada pelo denominador.

Devido à sua grande importância e aplicabilidade, as FT são frequentemente representadas através de diagramas de blocos que consistem em uma estratégia para representar sistemas de controle que facilitem o entendimento. Nele, há uma representação de cada componente através de blocos e uma representação do fluxo de sinais que identificam a direção da informação. O bloco pode ser representado através de uma legenda, um modelo ou até mesmo uma etiqueta (Bayer, Araujo, 2011). A Figura 4 representa o diagrama de blocos de um sistema de controle em que estão representados o modelo do controlador, da planta e do sensor através de funções de transferências.

Figura 4: Diagrama de blocos de um controle retroalimentado.



Fonte: Ogata, 2010.

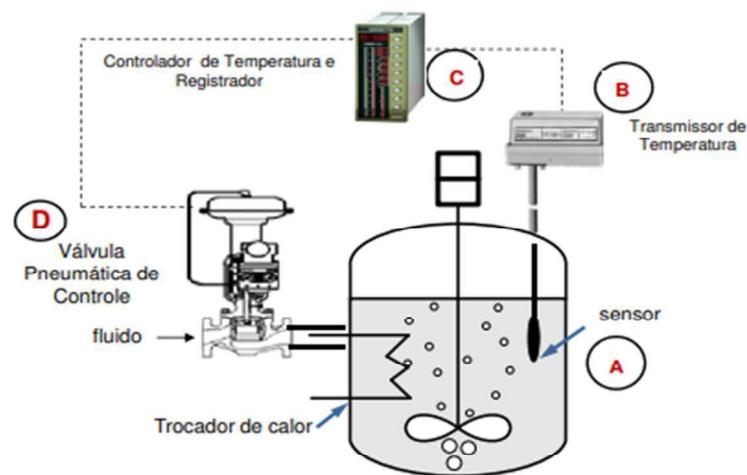
3.4 Controle de Processos

A engenharia de controle é a disciplina que estuda métodos de manter variáveis de um processo, podendo ser química ou física, em valores pré-definidos ou desejados para o processo produtivo. Através deste procedimento, visa-se dosar o fornecimento de matéria ou de energia de variáveis definidas que impactam diretamente ou indiretamente a variável em que se deseja controlar, para que ela se mantenha o mais próximo possível do ponto de ajuste que pode ser definido por ação humana ou por uma programação (Garcia, 2017).

Além disso, o controle de processos interage com sistemas específicos de automação e de instrumentação que visam monitorar ou verificar grandezas físicas de modo a gerar uma

ação de controle que é previamente definida, podendo ser lógica e/ou matemática para atuar em elementos que podem modificar características do processo. Segundo Perry (1999), um sistema de controle se caracteriza pelos elementos: um sensor que consiste em um sinal de entrada que recebe o nome de variável de processo (PV), um elemento final que consiste na variável manipulada (MV), um valor de referência em que se deseja manter a PV chamado de *setpoint* (SP), além do controlador que recebe e processa todas as informações para definir a ação de controle. Na Figura 5, exibe-se um exemplo do controle de temperatura de um reator através da regulação de uma válvula de controle de fluido refrigerante:

Figura 5: Representação de controle retroalimentado de temperatura de um reator.



Fonte: USP, 2019.

Na operação unitária, um elemento sensor (A) é utilizado para medir a temperatura da PV, podendo contar com um hardware de transmissão de sinal conhecido como transmissor (B). Geralmente, o elemento de medição e o transmissor são integrados em um único dispositivo. Este transmissor converte o valor medido do instrumento e o encaminha para o controlador (C) responsável por processar a informação; o controlador executa um algoritmo lógico que gera um sinal, podendo ser de natureza elétrica, pneumática, entre outros tipos, para atuar na MV (D).

Um das estratégias mais comuns para executar sistemas de controle é feita por realimentação. Neste método, a PV é medida por um sensor e comparada com o SP. A diferença entre estes valores ($PV - SP$) determina um desvio, ou também chamado de erro, que é base para gerar a saída do controlador que atua na MV (Perry, 1999). Este tipo de controle por realimentação, ou também chamado de retroalimentação, faz parte do sistema de controle em malha fechada.

Em um sistema de controle em malha fechada, o sinal que corresponde à diferença entre o sinal de entrada e o sinal de realimentação, conhecido como erro atuante, é retroalimentado ao controlador com o intuito de minimizar o desvio da variável de processo em relação ao valor ajustado. Em contrapartida, em um sistema em malha aberta, o sinal de saída não influencia diretamente o controle do sistema, pois não há retroalimentação do sinal de saída para comparação com a entrada. Industrialmente, os sistemas em malha fechada utilizam em larga escala os controladores do tipo PID.

3.5 Controlador PID (Proporcional-Integral-Derivativo)

Em sistemas de realimentação com malha fechada, um dos controladores mais amplamente empregados na indústria é o controlador PID (Ogata, 2010), no qual cada componente realiza uma ação específica na variável de saída: P para ação proporcional, I para ação integral e D para ação derivativa. A equação de um controlador PID pode ser representada como $u(t)$, conforme descrito na equação (4) na forma paralela de PID paralelo.

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) dt + K_d \frac{de(t)}{dt} \quad (4)$$

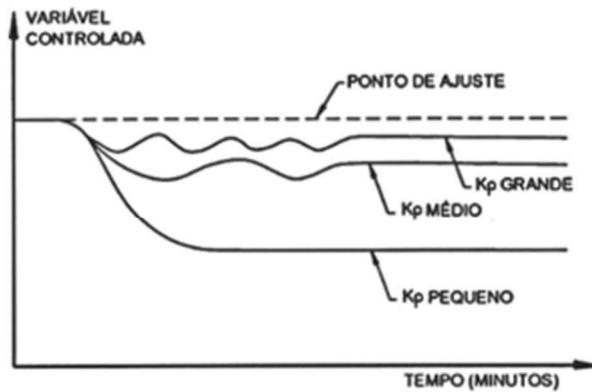
3.5.1 Controlador Proporcional

O controlador proporcional é dado pela equação (5):

$$u(t) = K_p e(t) \xrightarrow{L} U(s) = K_p E(s) \quad (5)$$

A ação deste controlador consiste basicamente em ser um amplificador com ganho ajustável, ou seja, quanto maior o sinal de erro, maior será a ação do controlador sob o elemento final para atuar no processo (Muresan *et al*, 2022). Neste tipo de controlador, há a existência de erro residual permanente fazendo com que a PV nunca seja igual ao SP. Tal situação pode ser atenuada com o aumento do ganho proporcional, porém valores altos de K_p podem fazer com que o processo fique instável (Bega, 2006). A Figura 6 exibe a resposta de um processo com um controlador puramente proporcional com diferentes ganhos:

Figura 6: Resposta de um processo com um controlador P com diferentes ganhos.



Fonte: Kiong, 1999.

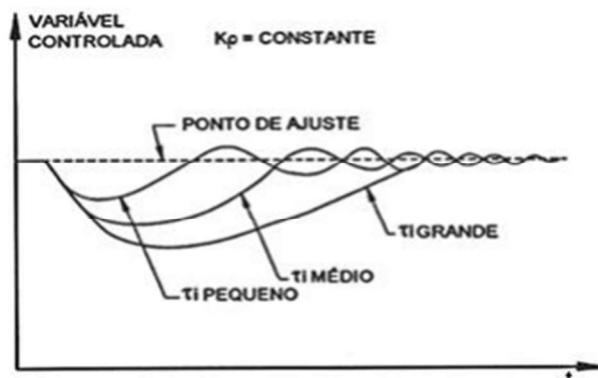
3.5.2 Controlador Proporcional-Integral

Neste controle, além da saída proporcional do controlador em função do erro (PV - SP), também é considerado a parcela integral do erro no tempo. A equação (6) exhibe o controlador PI:

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) dt \xrightarrow{L} U(s) = K_p E(s) + K_i E(s) \quad (6)$$

A ação deste controlador consiste em gerar uma saída que seja proporcional à amplitude do erro e à duração do desvio. Tem como característica eliminar o erro residual de um controlador puramente proporcional uma vez que aumenta a velocidade de resposta da ação de controle. Entretanto, em valores pequenos de tempo integral ou em valores grandes de ganho proporcional, pode colocar mais energia na ação de controle e gerar instabilidades no processo (Bega, 2006); o tempo integral é definido pela divisão de um sobre o K_I . A Figura 7 apresenta, para K_P constante, a variação de um controlador PI com diferentes ganhos integrais:

Figura 7: Resposta de um processo a um controlador PI com diferentes tempos integrais.



Fonte: Kiong, 1999.

É importante pontuar que isoladamente a ação proporcional não tem capacidade de controlar uma variável de processo necessitado do ganho proporcional.

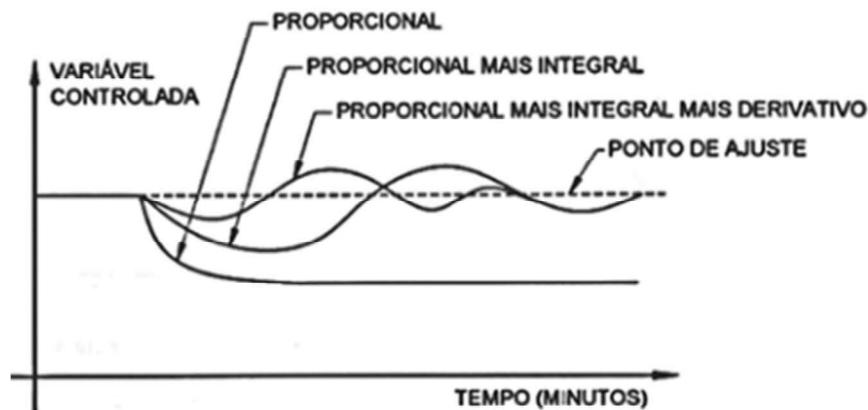
3.5.3 Controlador Proporcional-Integral-Derivativo

Este controle combina as características das três ações de um controlador PID para fornecer mais robustez ao sistema. A ação derivativa fornece à saída do controlador uma resposta que é proporcional a velocidade de variação do desvio, como exibido na equação (7) abaixo:

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) dt + K_d \frac{de(t)}{dt} \xrightarrow{L} U(s) = K_p E(s) + K_i E(s) + K_d s E(s) \quad (7)$$

Desta forma, a ação proporcional atua no sentido de fornecer energia ao sistema proporcionalmente ao erro, a ação integral atua com o objetivo de minimizar o erro acumulado no tempo e a ação derivativa atua no sentido de atenuar as variações da PV de modo a evitar que ela aumente ou diminua rapidamente (Tavares, 2019). Na Figura 8 apresenta-se a resposta de um processo com diferentes tipos de controladores: proporcional (P), proporcional-integral (PI) e proporcional-integral-derivativo (PID):

Figura 8: Resposta de um processo a diferentes tipos de controle PID.



Fonte: Kiong, 1999.

3.6 Controle em Cascata

Neste modo de controle, utiliza-se ao mesmo tempo dois controladores PID convencionais em série para realizar o controle de uma variável. São utilizados dois pontos de medição e um elemento final de controle, além dos dois controladores sendo denominados de controlador primário (mestre) e controlador secundário (escravo) (Santos, 2014).

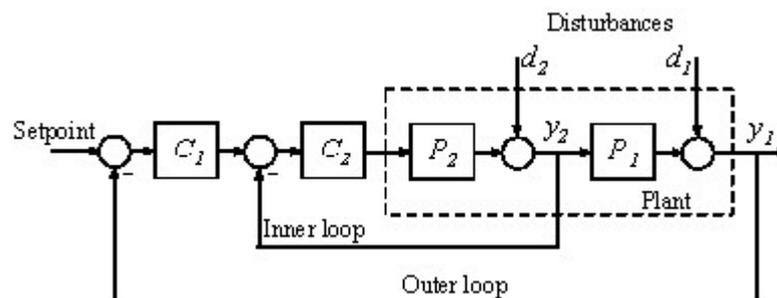
Na prática, o controlador secundário utiliza o seu ponto de medição e atua diretamente no elemento final de controle enquanto o controlador primário utiliza seu ponto de medição para comparar com sua referência com sua saída alimentado diretamente a referência do controlador escravo.

Esta configuração permite que as seguintes características a estratégia de controle:

- melhore significativamente a resposta aos distúrbios inerentes a um processo, principalmente na variável secundário que corrige os efeitos antes do controlador primário ser afetado;
- o controlador primário atue no controlador secundário para manipular uma outra variável de grande efeito na variável de processo em que se deseja controlar.

Para que esta configuração funcione corretamente, faz-se necessário que a malha secundária tenha uma resposta mais rápida que a malha primária, logo, são tolerados pequenos desvios na malha interna uma vez que a malha externa fará sua compensação (Seborg et al., 2003). A Figura 9 apresenta um diagrama de blocos da estratégia de controle em cascata em que:

Figura 9: Representação de uma malha de controle em cascata.



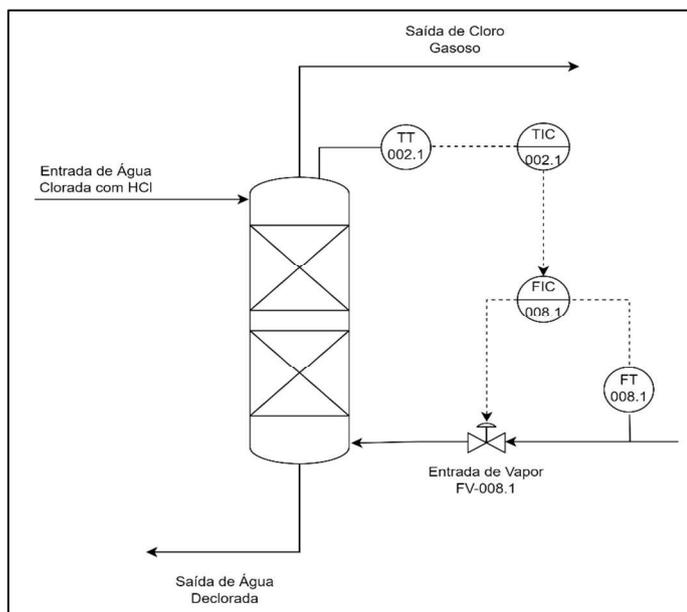
Fonte: MATLAB, 2024.

- C_1 e C_2 são os controladores primário e secundário ou também chamados de externo e interno, respectivamente;
- P_1 e P_2 são as funções de transferência do processo externo e de processo interno, respectivamente;
- d_1 e d_2 são distúrbios que os controladores primário e secundário podem sofrer, respectivamente.

Em consonância, o processo controlado proposto neste trabalho será constituído de uma configuração em cascata onde o controlador primário, TIC-002.1, irá receber o ponto de medição do TT-002.1 para comparar com o valor de referência e gerar a saída que será o valor de ajuste do FIC-008.1. O controlador secundário recebe a leitura de vazão do FT-008.1 e

atua na válvula de controle FV-008.1 de acordo com o controlador primário e com os distúrbios oriundos da malha interna. A Figura 10 apresenta uma ilustração do controle utilizado nesta abordagem para a coluna de dessorção:

Figura 10: Configuração dos controladores em cascata da coluna de dessorção.

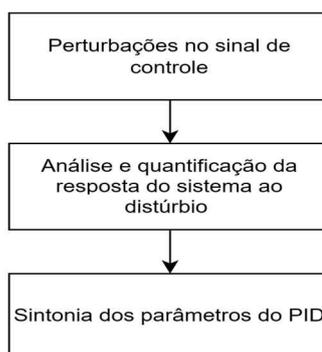


Fonte: Próprio autor, 2024.

3.7 Sintonia de Controladores

O objetivo de utilizar técnicas para sintonizar controladores que utilizam o algoritmo PID é a de identificar como a dinâmica de um processo se comporta com a ação do algoritmo PID para eliminar erros (Matheus, 2019). A sintonia consiste em determinar os melhores parâmetros (K_P , K_I e K_D) do controle PID para que se tenha uma correta atuação no sistema em malha fechada. As etapas comuns, de acordo com Crowe *et al* (2005), em projetos de identificação da dinâmica de sistemas e sintonia de controladores PID são descritas na Figura 11.

Figura 11: Etapas experimentais de identificação e de sintonia de controladores.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Na literatura, existem diversos métodos de sintonia de controladores PID em malha aberta e em malha fechada. Os tópicos a seguir apresentam os métodos utilizados neste trabalho.

3.7.1 Sintonia por tentativa e erro

Este método visa alterar os parâmetros PID para observar a ação gerada do controlador no processo ou na simulação. Logo, deve-se compreender o funcionamento do cálculo de controle e a ação de cada parâmetro para realizar este método (Tavares, 2019). Segundo Kiong (1999), a seleção dos parâmetros é feita observando a velocidade do processo em atingir o alvo definido e a estabilidade durante o período em que o sistema sofreu o distúrbio. Comumente, os parâmetros definidos neste método são o ganho proporcional, o ganho integral e o ganho derivativo, respectivamente.

Na seleção do K_P ideal, é crucial aumentá-lo de maneira a reduzir o tempo de subida e o erro estacionário (*offset*) do sistema, buscando, ao mesmo tempo, evitar a instabilidade do sistema. Ao selecionar o K_P ideal, a variação do K_I é explorada para identificar o maior valor possível, uma vez que valores maiores resultam em respostas mais rápidas do sistema, embora possam introduzir mais oscilações. Por fim, a configuração do K_D visa otimizar a rapidez e estabilidade do sistema, sem amplificar variações indesejadas. O processo de sintonia, portanto, requer um equilíbrio cuidadoso entre esses parâmetros para alcançar um desempenho otimizado do controlador PID.

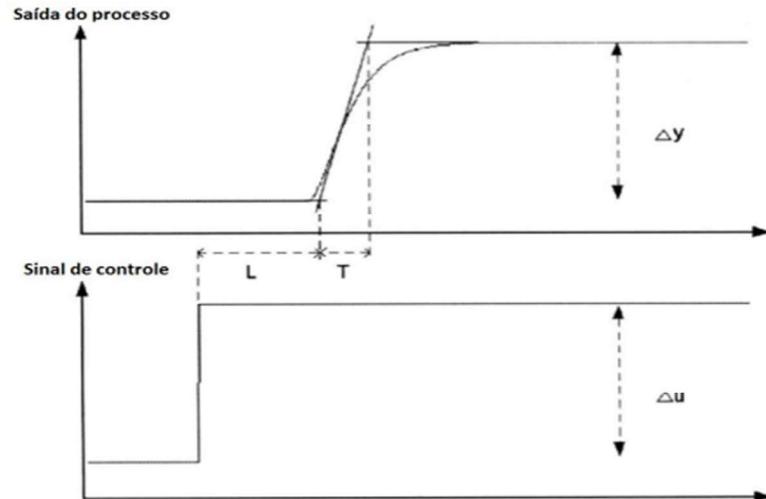
3.7.2 Sintonia por Ziegler-Nichols

Ziegler e Nichols desenvolveram este método de sintonia para determinar os parâmetros fundamentais de controladores PID: K_P , K_I e K_D . Esse método se baseia na análise da resposta transiente de um sistema de controle. Pode ser aplicado tanto em sistemas cuja dinâmica é parcialmente desconhecida quanto em sistemas com dinâmica totalmente conhecida. Essa técnica utiliza a curva de reação do sistema, representando a resposta do sistema em malha aberta a uma perturbação em degrau, como base para a sintonia (Ogata, 2001).

Para realizar este método, primeiramente o controlador é colocado em manual para que o sistema fique em malha aberta. Ao aplicar a perturbação em degrau, a resposta do sistema é analisada para extrair as constantes do método que serão utilizadas para encontrar os

valores dos parâmetros do controlador PID (Muresan *et al*, 2022). A Figura 12 exhibe as constantes que serão analisadas para sintonizar os controladores, em que:

Figura 12: Resposta de um processo em malha aberta a um distúrbio em degrau.



Fonte: Kiong, 1999.

- L - Tempo morto;
- T - Constante de tempo

Com a resposta do sistema, uma tangente é desenhada à curva do sistema no ponto de maior inclinação durante o estado transitório, conforme Figura 12, em que a derivada da função resposta ao degrau equivale a zero. O tempo morto, L, é determinado pela intersecção da linha tangente com o eixo das abscissas e a constante de tempo, T, é determinada pela intersecção da linha tangente com o valor final de resposta ao degrau (Tavares, 2019). A Equação 8 apresenta a relação entre as duas variáveis:

$$\theta = \frac{L}{T} \quad (8)$$

Também pode-se definir o ganho estático neste método como a razão entre a variação das abscissas da função de resposta (Δy) e o sinal de controle (Δu), que consiste na função degrau, conforme equação (9) abaixo:

$$K_p = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (9)$$

Segundo Ziegler-Nichols, com a obtenção de todas estas constantes, é possível calcular os parâmetros de um controlador PID de acordo com sua especificidade de acordo com o Quadro 1:

Quadro 1: Cálculo dos parâmetros de PID por Ziegler-Nichols.

Parâmetro	K_P	T_i	T_d
PID paralelo	$\frac{1,2}{K_P \theta}$	2L	L/2

Fonte: Kiong, 1999.

3.7.3 Sintonia por Cohen-Coon

O método de Cohen e Coon é baseado no método de Ziegler-Nichols através da análise da curva de reação do sistema para extração das constantes apresentadas na Figura 12. Cohen e Coon desenvolveram relações para o controlador PID apresentado no Quadro 2:

Quadro 2: Cálculo dos parâmetros de PID por Cohen-Coon.

Parâmetro	K_P	T_i	T_d
PID paralelo	$\frac{1}{K_P} (0,25 + \frac{1,35}{\theta})$	$\frac{2,5 + 0,46\theta}{1 + 0,61\theta} L$	$\frac{0,37}{1 + 0,19\theta} L$

Fonte: Kiong, 1999.

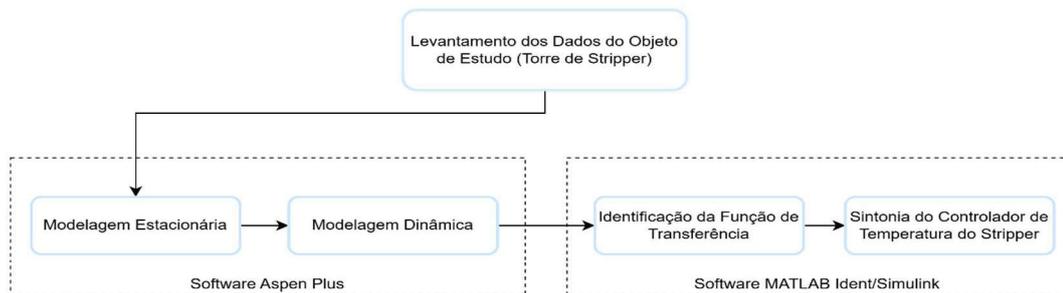
A diferença entre os métodos de Ziegler-Nichols e Cohen-Coon reside no ajuste dos tempos integral e derivativo. Em Ziegler-Nichols, considera-se apenas o tempo morto, L, para a determinação destes parâmetros. Em contrapartida, em Cohen-Coon leva-se em consideração o tempo morte, L, e a constante de tempo, T, influenciando diretamente em processos em que há grandes diferenças de tempo morto e de constante de tempo (Kiong, 1999).

4. METODOLOGIA

A metodologia adotada foi organizada em quatro etapas principais: (1) modelagem e simulação estacionária do processo no Aspen Plus; (2) simulação dinâmica do Processo no Aspen Plus com a coleta dos dados de temperatura de topo a partir da perturbação na vazão de vapor; (3) determinação da Função de Transferência no MATLAB *system identification* através dos dados coletados na etapa 2 e a (4) construção e sintonia das malhas em cascata no MATLAB Simulink.

A princípio, os dados para a modelagem da coluna de *stripper* foram coletados de uma unidade de cloro-álcalis localizada no Estado de Alagoas que alimentou o software Aspen Plus para a execução da simulação estacionária e da simulação dinâmica do sistema. Com os dados destas simulações, foi possível estimar a função de transferência do processo através da ferramenta *system identification* do MATLAB e sintonizar a malha em cascata de controle utilizando o Simulink do MATLAB. A Figura 13 apresenta um fluxograma seguido para a estruturação do trabalho:

Figura 13: Fluxograma das etapas constituídas neste trabalho.



Fonte: Próprio autor, 2024.

A elucidação dos aspectos mencionados acima será detalhada na metodologia empregada neste estudo.

4.1 Simulação Estacionária no Aspen Plus

O sistema de dessorção do cloro contido na água foi modelado inicialmente de forma estacionária no Aspen Plus. Para tanto, fez-se necessário inserir e especificar os componentes e os equipamentos que foram utilizados no sistema. As operações unitárias utilizadas na simulação consistiram em:

- Uma coluna de *stripper*;
- Um trocador de calor do tipo casco e tubo;
- Um misturador para representar o vaso coletor de água clorada;

- Uma bomba de fluxo de água clorada.

Além disso, os componentes químicos que foram necessários inserir para especificar a simulação são apresentados na Figura 14:

Figura 14: Componentes químicos inseridos no Aspen Plus.

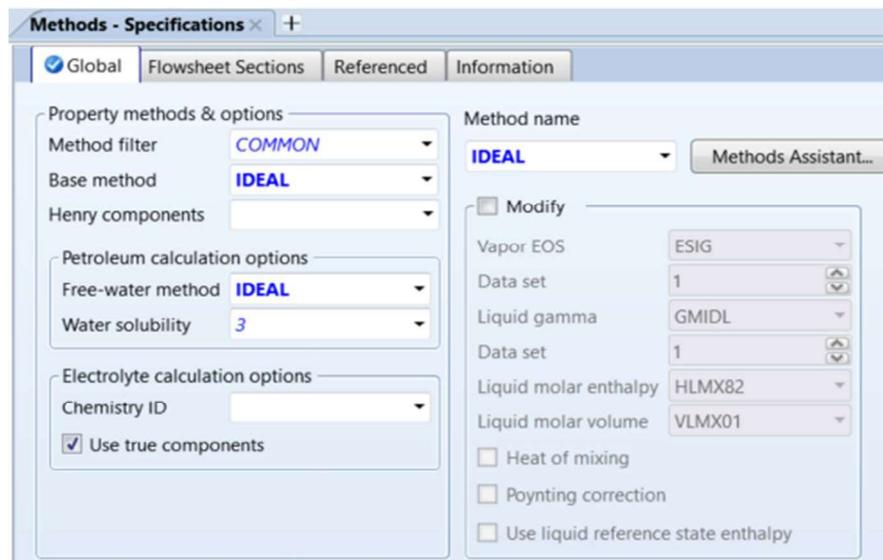


Component ID	Type	Component name	Alias
WATER	Conventional	WATER	H2O
CHLOR-01	Conventional	CHLORINE	CL2
HYDRO-01	Conventional	HYDROGEN-CHLORIDE	HCL
HYPOC-01	Conventional	HYPOCHLOROUS-ACID	HCLO

Fonte: Próprio autor, 2024.

Além das especificações dos componentes, a equação de estado utilizada na simulação foi definida nas propriedades do software como sendo o modelo dinâmico ideal. Este método estima o comportamento de sistemas em equilíbrio através das leis dos gases ideais, da lei de Raoult e da lei de Henry que consideram situações simplificadas para aplicar cálculos que não podem ser aplicados a quaisquer sistemas. Neste estudo, foi possível a aplicação do modelo, pois o sistema opera com condições próximas à atmosférica com uma leve pressão de vácuo e com um soluto ideal, uma vez que a concentração de cloro no sistema é baixo ao ponto de ser medida em partes por milhão – ppm. Além do mais, modelagens a partir do modelo ideal representam ótimos pontos de partida para o conhecimento da dinâmica de um sistema; a Figura 15 apresenta as especificações do modelo termodinâmico no simulador:

Figura 15: Modelo termodinâmico colocado no Aspen Plus.



Methods - Specifications

Global | Flowsheet Sections | Referenced | Information

Property methods & options

Method filter: COMMON

Base method: IDEAL

Henry components: [Empty]

Petroleum calculation options

Free-water method: IDEAL

Water solubility: 3

Electrolyte calculation options

Chemistry ID: [Empty]

Use true components

Method name: IDEAL

Modify

Vapor EOS: ESIG

Data set: 1

Liquid gamma: GMIDL

Data set: 1

Liquid molar enthalpy: HLMX82

Liquid molar volume: VLMX01

Heat of mixing

Poynting correction

Use liquid reference state enthalpy

Fonte: Próprio autor, 2024.

Com o modelo escolhido, fez-se necessário especificar as correntes de entradas. Os seguintes valores foram especificados com base na operacionalidade do sistema de acordo com a Tabela 1:

Tabela 1: Configuração de cada corrente no Aspen Plus.

Corrente	Fluxo mássico (Kg/h) - Água	Fluxo mássico (Kg/h) - Cloro	Fluxo mássico (Kg/h) - HCl	Temperatura (°C)	Pressão (bar)
ACRPRIM	17057	76,8	-	40	1,2
ACRSEC	526,8	3,5	-	15	1,2
HCl	375,0	-	125,0	30	1,1
VAP-SAT	2500	-	-	103	1,1

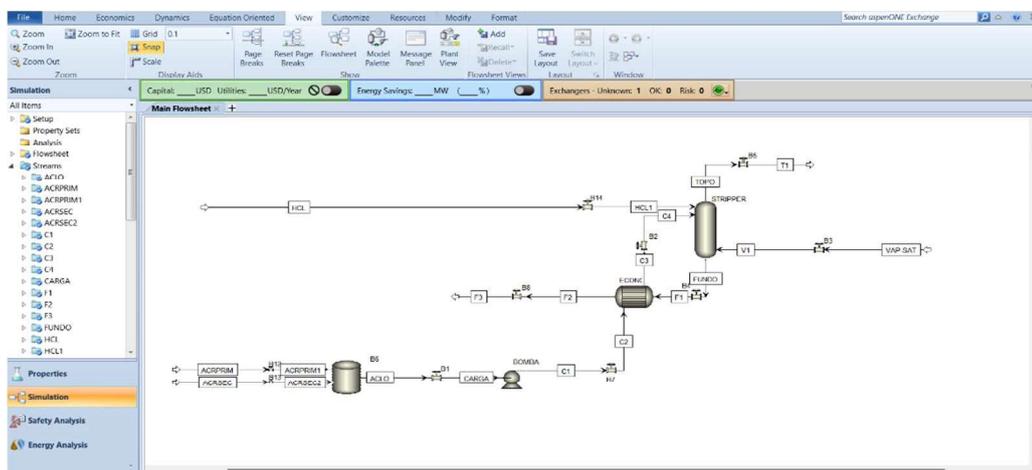
Fonte: Próprio autor, 2024.

Em que cada corrente diz respeito a:

- ACRPRIM - Corrente de alimentação de água clorada do stripper oriunda do resfriador primário;
- ACRSEC - Corrente de alimentação de água clorada do stripper oriunda do resfriador secundário;
- HCl - Corrente de HCl que entra no stripper para auxiliar a deslocando para o lado dos produtos
- VAP-SUP - vapor saturado que entra no fundo do stripper para promover o aquecimento e dessorção da solução.

A Figura 16 apresenta o ambiente de simulação construído no Aspen Plus estacionário:

Figura 16: Ambiente estacionário de simulação no Aspen Plus.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Além de toda configuração inicial e das especificações das correntes de entrada, os equipamentos foram configurados com as seguintes especificações:

4.1.1 Coluna de Stripper

O modelo escolhido para a coluna foi do tipo *Rad Frac* que consiste em um ambiente rigoroso de simulação englobando todos os tipos de operações de múltiplos estágios envolvendo fase líquida e fase vapor; em resumo, as equações são baseadas no modelo MESH (*mass balances, equilibrium relationships, sum of compositions and enthalpy equations*) que considera balanços de massa, equações de equilíbrio líquido-vapor, somatório de frações molares e balanços de entalpia em cada seção de recheio da coluna.

Na aba de configuração, o tipo de cálculo definido foi o *equilibrium* por se tratar de um sistema em equilíbrio químico, com a coluna não possuindo nem reboiler nem condensador; foi configurado dois estágios de equilíbrio coexistindo nas fases líquido-vapor. Na aba de correntes, foi definido para a corrente de vapor saturado (VAP-SAT) entrar no fundo da coluna (estágio 2) e o HCl juntamente com a carga de água clorada (CARGA) entrar no topo da coluna (estágio 1). A Figura 17 exibe a aba de configuração da operação unitária:

Figura 17: Especificações da coluna de stripper dentro do Aspen Plus.

The screenshot shows the Aspen Plus configuration window for a unit operation. The 'Configuration' tab is selected. Under 'Setup options', the following settings are visible:

- Calculation type: Equilibrium
- Number of stages: 2 (with a 'Stage Wizard' button)
- Condenser: None
- Reboiler: None
- Valid phases: Vapor-Liquid
- Convergence: Standard

Under 'Operating specifications', there are several empty dropdown menus and a 'Free water reflux ratio' field set to 0. A 'Feed Basis' button is also present.

Fonte: Próprio autor, 2024.

A torre de *stripper* de água clorada modelada se caracterizou por ter 6,0 m de altura e 2,0 m de diâmetro interno construída a partir de fibra de vidro (FRP) e com duas seções de recheio do tipo selas INTALOX. As entradas da torre consistem em uma alimentação de vapor com 4'' de diâmetro e em uma alimentação de água clorada com ácido clorídrico com

6'' de diâmetro; a pressão na coluna foi especificada em 0,05 kg/cm²g levemente acima da pressão atmosférica.

4.1.2 Trocador de Calor

O trocador de calor inserido na simulação foi escolhido na aba de *exchangers* do tipo HeatX -GEN-HT. Este modelo pode executar de cálculos simplificados a cálculos rigorosos.

Na opção de escolha do formato do trocador de calor, o *model fidelity* escolhido foi o *shortcut* que é entendido com um modelo de cálculo simples com foco em projetos, classificação e simulação que dispense a geometria do trocador de calor. Além disto, esta operação unitária foi especificada para executar os cálculos para convergir quando a saída do fluido frio (carga de água clorada) fosse igual a 60 °C. A Figura 18 apresenta as configurações especificadas:

Figura 18: Especificações do trocador de calor dentro do Aspen Plus.

The screenshot displays the Aspen Plus configuration window for a heat exchanger. The 'U Methods' tab is active. The 'Model fidelity' section has 'Shortcut' selected. The 'Hot fluid' section has 'Shell' selected. The 'Shortcut flow direction' section has 'Countercurrent' selected. The 'Calculation mode' is set to 'Design'. The 'Exchanger specification' section includes a dropdown for 'Specification' set to 'Cold stream outlet temperature', a 'Value' of 60, and a unit of 'C'. Other fields include 'Exchanger area' (2 sqm), 'Constant UA' (cal/sec-K), and 'Minimum temperature approach' (10 C). A 'Reconcile' button is present next to the UA field. At the bottom, there are buttons for 'Size Exchanger', 'Specify Geometry', and 'Results'.

Fonte: Próprio autor, 2024.

4.1.3 Misturador (*Mixer*)

Foi especificado um misturador dentro do sistema para receber as correntes de água do resfriador primário e do resfriador secundário. Estas correntes são armazenadas para alimentar a corrente de carga da coluna de *stripper* a partir de uma bomba que succiona o fluido. A função do *mixer*, neste trabalho, foi somente de misturar as correntes de alimentação, logo não

foi especificada nenhuma configuração adicional dentro deste equipamento, conforme Figura 19:

Figura 19: Especificações do Mixer dentro do Aspen Plus.

The screenshot shows the 'Flash Options' tab of the Mixer specifications dialog. The 'Mixer specifications' section includes a 'Pressure' field set to 0 bar and a 'Valid phases' dropdown set to 'Liquid-Only'. The 'Temperature estimate' section has a unit dropdown set to 'C'. The 'Convergence parameters' section includes 'Maximum iterations' set to 30 and 'Error tolerance' set to 0,0001.

Fonte: Próprio autor, 2024.

4.1.4 Bomba de Água Clorada

Foi especificado uma bomba para alimentar o trocador de calor economizador e, posteriormente, a coluna de *stripping* a partir do vaso de água clorada. Como a bomba apresenta somente um grau de liberdade, a pressão de descarga especificada foi de 1,5 bar, conforme Figura 20:

Figura 20: Especificações da bomba de água clorada dentro do Aspen Plus.

The screenshot shows the 'Specifications' tab of the Pump specifications dialog. The 'Model' section has 'Pump' selected. The 'Pump outlet specification' section has 'Discharge pressure' selected and set to 1,5 bar. Other options like 'Pressure increase', 'Pressure ratio', 'Power required', and 'Use performance curve' are unselected. The 'Efficiencies' section has empty fields for 'Pump' and 'Driver'.

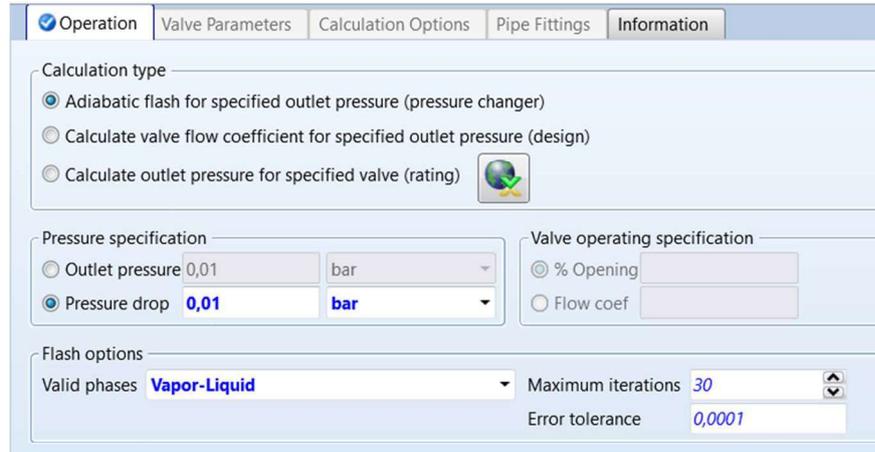
Fonte: Próprio autor, 2024.

4.2 Simulação Dinâmica no Aspen Plus

A partir da simulação estacionária, o modo dinâmico foi ativado na aba “*Dynamics*” dentro do Aspen Plus. A simulação escolhida no Aspen Dynamics foi guiada por pressão, por isso fez-se necessário especificar válvulas, conforme Figura 16, para incrementar diferencial de pressão em cada ponto de corrente na simulação. Dentro de cada válvula, foi especificado

uma queda de pressão mínima e a fase química de cada componente. A Figura 21 apresenta as especificações para a válvula configurada na corrente de vapor saturado:

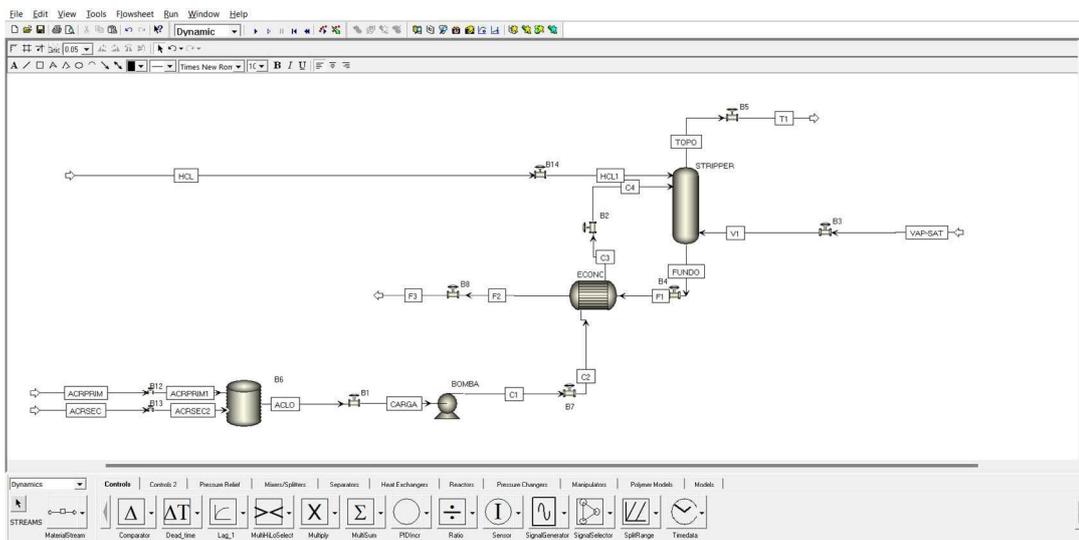
Figura 21: Especificações de queda de pressão nas válvulas para o estado dinâmico.



Fonte: Próprio autor, 2024.

No ambiente de simulação dinâmica, foi feita uma perturbação no sistema em malha aberta (sem especificar os controladores) na vazão de vapor para observar o comportamento da temperatura de topo. A perturbação em degrau colocada na vazão de vapor foi 200 kg/h, logo, de 2500 kg/h para 2700 kg/h. Para tanto, foi necessário deixar a pressão do vapor saturado livre para cálculo dentro da simulação e colocar a vazão mássica fixa para ser possível sua alteração. A Figura 22 apresenta o ambiente de simulação dinâmico a partir da simulação estacionária:

Figura 22: Ambiente de simulação no Aspen Dynamics



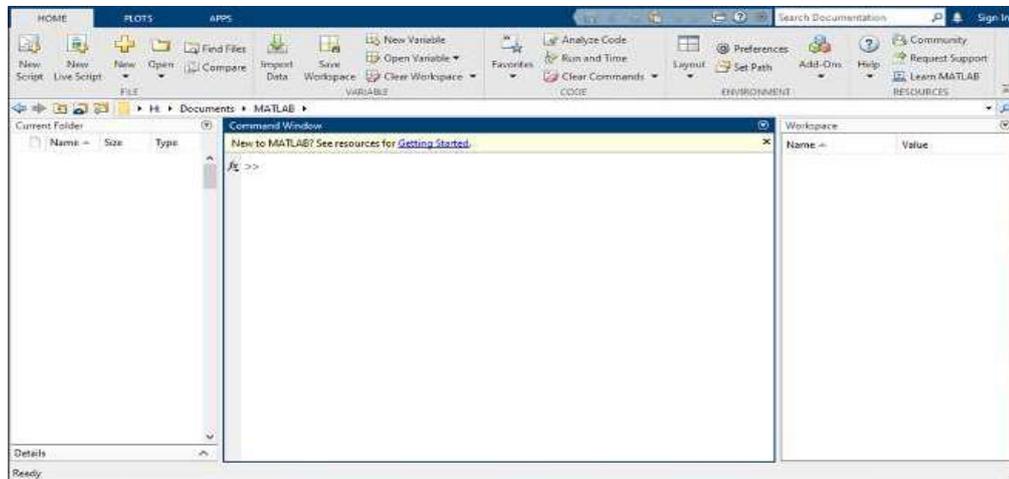
Fonte: Próprio autor, 2024.

Antes de colocar o sistema para operar no regime transiente, foi executado o modo de inicialização para nivelar todas as variáveis.

4.3 Identificação da Função de Transferência

A versão utilizada do programa MATLAB foi a 23.2.0.2358603 (R2023b). Com os dados gerados pela simulação dinâmica no *Aspen Dynamics* com a inserção de uma perturbação em degrau na vazão de vapor, foi realizada uma importação para o software MATLAB para obtenção da função de transferência do processo. A Figura 23 apresenta a interface inicial do *software*:

Figura 23: Interface inicial do MATLAB.



Fonte: Próprio autor, 2024.

No MATLAB, foi chamado a *toolbox system identification*, através das linhas de código em *command window* mostrado na Figura 23, que possui uma interface para a construção de modelos matemáticos gerados a partir de sistemas dinâmicos utilizando somente entradas e saídas do processo. Em resumo, esta ferramenta faz a identificação do sistema que pode ser compreendido como a construção de modelos dinâmicos a partir de dados e técnicas de identificação, a exemplo da máxima verossimilhança e da minimização de erros de previsão (PEM).

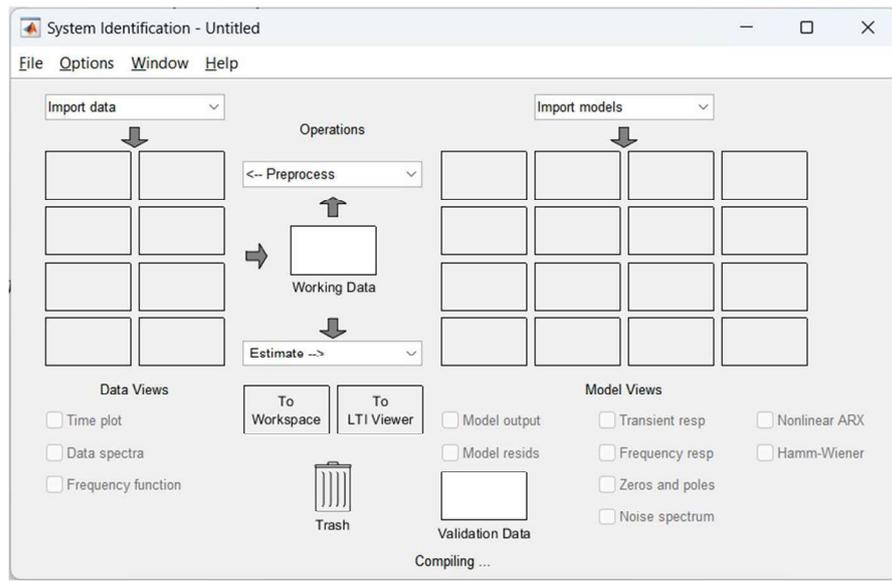
Com os dados carregados dentro do *system identification* e com a caixa de ferramentas de identificação aberta, os dados de entrada (vazão de vapor) e de saída (temperatura de topo) serão importados dentro da *toolbox*. Há três tipos de dados para identificação de sistemas que a ferramenta oferece:

- Dados de entrada e de saída no domínio do tempo;
- Dados de entrada e de saída no domínio da frequência e

- Dados de resposta em frequência (FRP).

Para o presente estudo, os dados serão importados no domínio do tempo, sendo resultados da simulação dinâmica obtida na etapa anterior. A Figura 24 apresenta a interface que a plataforma oferece:

Figura 24: Interface inicial do *system identification* no MATLAB.

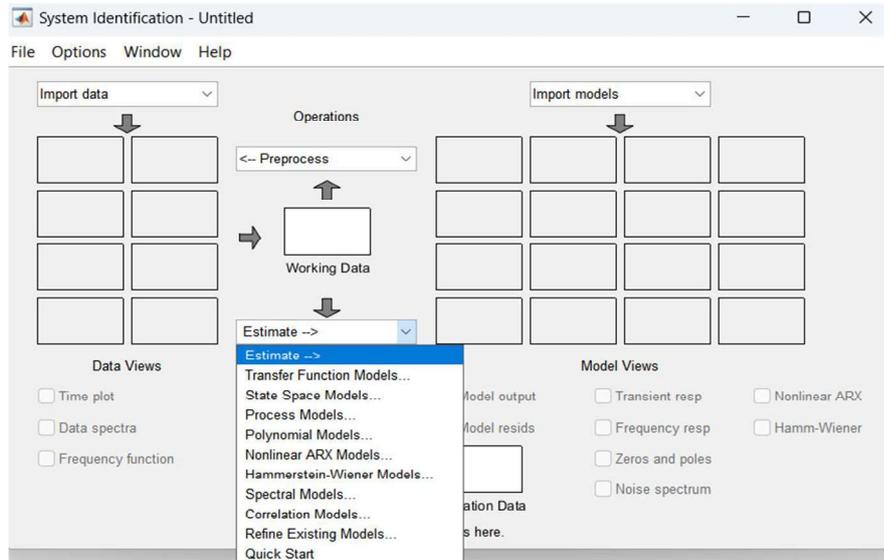


Fonte: Próprio autor, 2024.

Para importar os dados no domínio do tempo, fez-se necessário especificar o *starting time* e o *sampling interval*. O *starting time* faz referência aos atrasos existentes no; o *sampling interval* faz referência ao tempo de amostragem que as variáveis no experimento/simulação foram geradas, isto é, o intervalo de tempo da geração de um dado para outro. O tempo gerado na simulação do Aspen Dynamics será considerado de 1 segundo.

Após a inserção dos dados, os modelos disponíveis no *system identification* foram estimados a partir dos dados. A Figura 25 apresenta os modelos disponíveis para realizar a identificação do sistema:

Figura 25: Tipos de estimação de modelos disponíveis no *system identification*.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Para realizar a estimação da função de transferência, o *system identification* dispõe de uma aba para modelos de processo. Dentro deste tipo de estimação, foram variados os polos, zeros e o atraso (*delay*) de um modelo de função de transferência de primeira e de segunda ordem, conforme Quadro 3:

Quadro 3: Parâmetros que foram variados para estimar a função de transferência.

Nº	Pólos	Zero	Delay	Underdamped
1	1	0	Não	-
2	1	1	Não	-
3	1	0	Sim	-
4	1	1	Sim	-
5	2	0	Não	Não
6	2	1	Não	Não
8	2	0	Sim	Não
9	2	1	Sim	Não
11	2	0	Não	Sim
12	2	1	Não	Sim
14	2	0	Sim	Sim
15	2	1	Sim	Sim

Fonte: Próprio autor, 2024.

O treinamento do modelo gerado é feito pelo próprio programa, retornando o resultado da comparação dos dados usados para treino e para teste e o valor de erro de previsão final (FPE).

4.4 Sintonia dos Controladores

Estabelecida a função de transferência do processo, foi necessário especificar a função de transferência da válvula de vapor. Para uma válvula de controle, o modelo de função de transferência com atuador pneumático pode ser dado como uma função de primeira ordem, de acordo com a equação 10 em que:

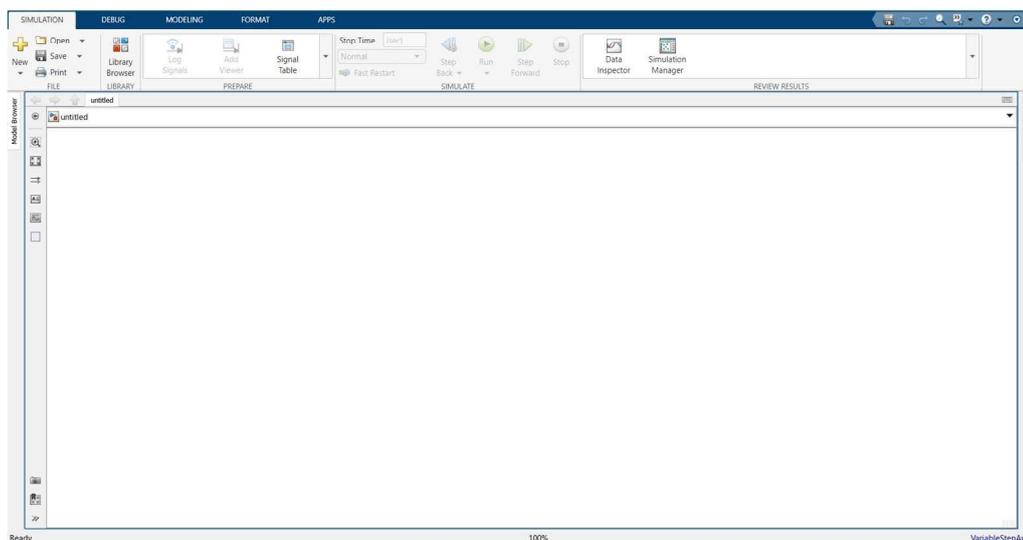
$$G_V = \frac{X(s)}{U(s)} = \frac{K_V}{\tau_V \cdot s} \quad (10)$$

- K_V - Ganho da válvula (razão da faixa de variação do sinal de saída do atuador com a faixa de variação que chega ao atuador);
- T_V - Constante de tempo da válvula (descreve a rapidez com que a válvula responde quando solicitada a modular).

Tanto o ganho da válvula quanto os ganhos dos elementos de medição (sensor e transmissor de temperatura e de vazão) foram calculados a partir da divisão da saída com a entrada de cada elemento. A metodologia de sintonia dos controladores foi definida para ser feita de duas formas: sem e com os ganhos dos elementos de medição/atuação.

De posse de todos os ganhos e funções de transferência, a configuração do sistema de controle foi feita no software *Simulink* com a versão 23.2.0.2358603 (R2023b). Esta ferramenta é focada em oferecer um ambiente de modelagem e de automação com um design baseado em modelo. Através dela é possível usar modelos virtuais para simular e testar sistemas, validar projetos, gerar códigos em diferentes linguagens em diversas aplicações, entre outros (Matlab, 2023). A Figura 26 apresenta o ambiente inicial que o *Simulink* dispõe:

Figura 26: Interface inicial do *simulink* no MATLAB.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Há diversos tipos de blocos e de modelos que podem ser utilizados dentro do ambiente deste software disponível na *library browser*. Os principais utilizados neste trabalho foram os blocos: PID para especificar os controladores, *step* para fazer a perturbação em degrau, *function transfer* para especificar as funções de transferência, *scope* para visualização dos resultados e o *sum* para somar as correntes de controle. Após a construção do sistema de controle, os controladores foram sintonizados e os métodos de sintonia comparados.

4.4.1 Sintonia por tentativa e erro

Para ajustar os parâmetros dos controladores PID, o valor do parâmetro proporcional dos dois controladores foi variado mantendo os parâmetros integral e derivativo próximos a zero, sendo analisado os efeitos da variação. Em seguida, o parâmetro integral foi ajustado de modo que o derivativo ficou em zero. Por fim, o parâmetro derivativo foi ajustado, seguindo o procedimento do item 3.7.1.

É importante ressaltar que o controlador de vazão (controle secundário) deve ter maior rapidez com relação ao controle de temperatura (controle primário). Logo, durante o processo de sintonia por tentativa e erro, os valores colocados nos parâmetros do controlador de vazão de vapor foram com o objetivo de serem mais rápidos que no controle de temperatura.

4.4.2 Sintonia por Ziegler-Nichols

Para implementar o método de ajuste por Ziegler-Nichols, foi necessário extrair os parâmetros da curva de reação do sistema através da reta tangente que é traçada no ponto de

inflexão. Para tanto, foi aplicado o procedimento descrito no item 3.7.2 com o sistema em malha aberta.

Foi usado o ambiente de simulação *Simulink* do MATLAB através de uma perturbação com o degrau unitário diretamente na função de transferência do sistema. Após toda a configuração, os resultados foram analisados e as variáveis para encontrar os parâmetros dos controladores foram extraídos.

4.4.3 Sintonia por Cohen-Coon

No método de Cohen-Coon, as informações extraídas da curva de reação da etapa anterior para Ziegler-Nichols foram utilizadas para obter os parâmetros deste ajuste. Os valores utilizados para encontrar os parâmetros dos controladores PID foram os descritos no item 3.7.3.

4.4.4 Comparação dos controladores por índices de desempenho

O índice de desempenhos dos controladores foi analisado por métodos quantitativos, isto é, a integral *absolute error* (IAE) e a integral *time absolute error* (ITAE), calculadas conforme as equações 11 e 12 abaixo:

$$IAE = \int |e(t)|dt \quad (11)$$

$$ITAE = \int t|e(t)|dt \quad (12)$$

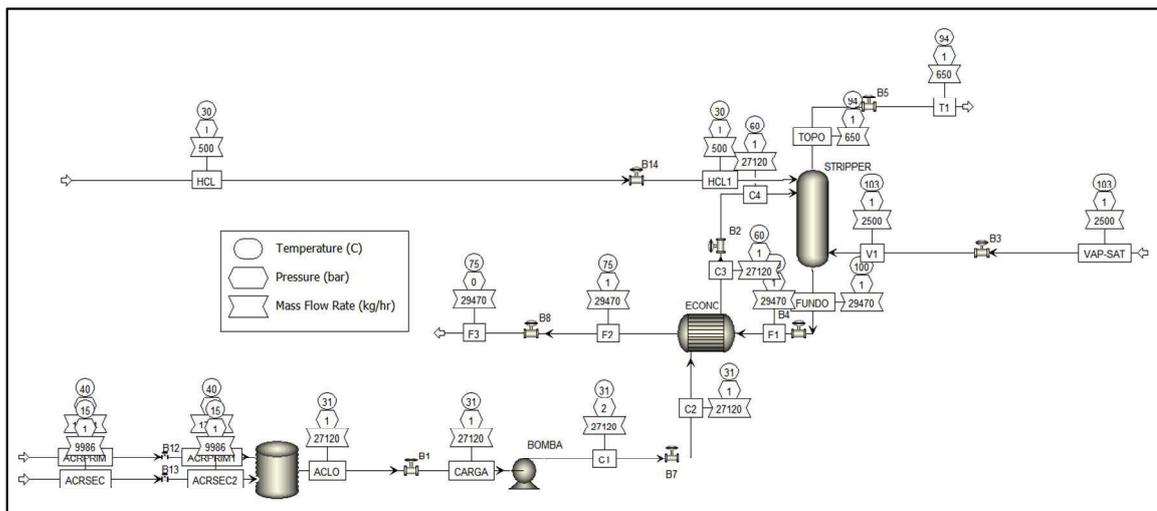
Ambas as métricas de erro foram construídas no MATLAB através dos blocos integrador, *clock* e *absolute*.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Simulação Estacionária no Aspen Plus

Após modelagem do sistema no estado estacionário, a simulação foi iniciada ao clicar em *Run* dentro do Aspen Plus. Após o sistema convergir e os resultados se apresentarem disponíveis, foi colocada uma visualização de temperatura, pressão e vazão mássica de cada corrente no *flowsheet*, conforme Figura 27:

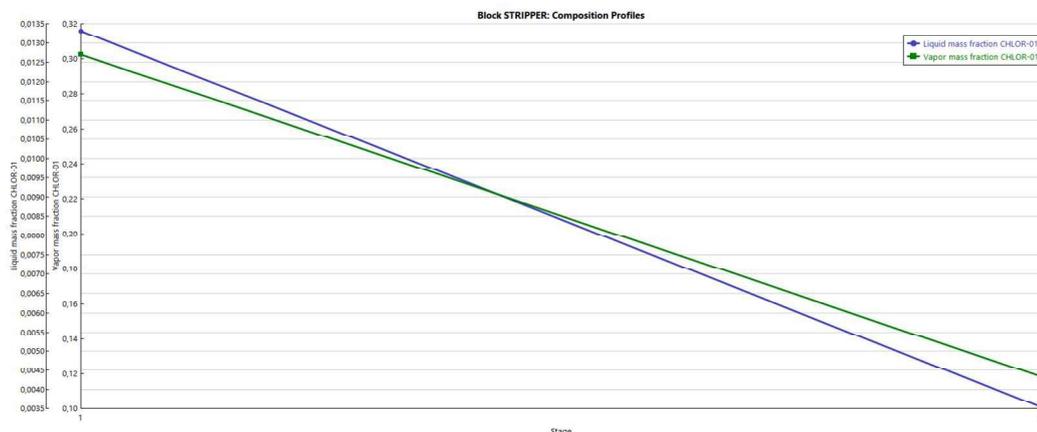
Figura 27: Resultados termodinâmicos de cada corrente da simulação estacionário.



Fonte: Próprio autor, 2024.

As imagens abaixo, geradas a partir do simulador no estado estacionário, exibem as condições de perfis de composição de cloro, de pressão e de temperatura dentro de cada estágio de equilíbrio na coluna:

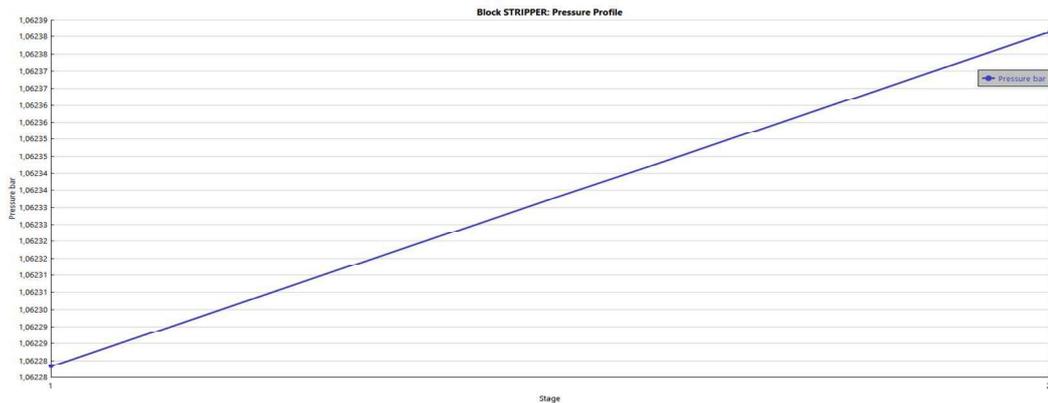
Figura 28: Perfil de composição de cloro dentro de cada estágio da coluna.



Fonte: Próprio autor, 2024.

É possível observar que para a composição de cloro, no primeiro estágio (entrada de água clorada com ácido clorídrico) houve um valor maior de cloro do que no segundo estágio. Logo, este resultado mostrou que, com uma maior concentração de cloro no topo da coluna, existiu uma remoção deste componente da alimentação de água clorada.

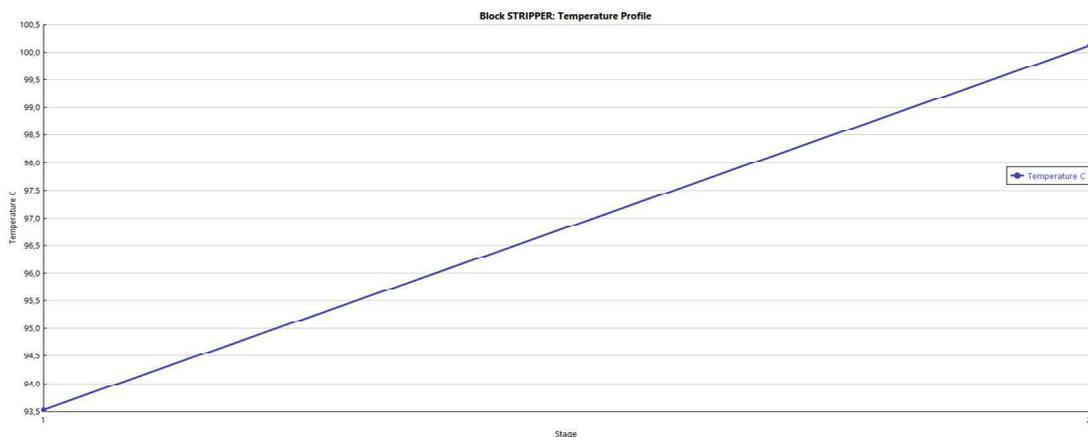
Figura 29: Perfil de pressão dentro de cada estágio na coluna.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Para a pressão da coluna na simulação estacionária, os dados mostraram que o resultado se manteve praticamente constante, corroborando com o fato de que a coluna operou com pressão levemente acima da atmosférica e com a especificação de delta de pressão de aproximadamente zero (1,0132 bar).

Figura 30: Perfil de temperatura dentro de cada estágio da coluna.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Para a temperatura, notou-se que no topo da coluna, o resultado apresentou cerca de 93,5 °C; no fundo, a temperatura apresentou um valor de cerca de 100 °C. Fisicamente, o

valor de temperatura no fundo sempre será maior pelo fato do vapor saturado entrar no segundo estágio (fundo da coluna) a uma temperatura em cerca de 103 °C.

Para observar o comportamento da temperatura de topo e de fundo da coluna dentro da simulação estacionária, a temperatura do trocador de calor economizador e do vapor saturado foram variadas, como exhibe a Tabela 2 com a primeira linha sendo a do estado estacionário utilizado para a parte posterior do estudo:

Tabela 2: Resultados de temperatura de topo e de fundo ao aplicar distúrbios no processo.

Temperatura Topo (° C)	Temperatura Fundo (° C)	Temperatura de entrada da água clorada (° C)	Vazão de Vapor Saturado (kg/h)
93,58	100,11	60,00	2500,00
97,39	100,72	70,00	2500,00
74,09	96,81	50,00	2500,00
98,78	100,78	60,00	2800,00
86,48	98,76	60,00	2200,00

Fonte: Próprio autor, 2024.

Conforme esperado, foi verificado que tanto para a temperatura de topo quanto para a temperatura de fundo, o trocador de calor economizador e a vazão de vapor desempenharam papel crucial para promover a separação do cloro gasoso contido em água, pois ambos têm a capacidade de promover o perfil ideal de temperatura dentro da coluna. Caso o trocador de calor fosse removido da simulação, seria necessária uma maior vazão de vapor para manter a temperatura no *stripper* em torno de 100 °C.

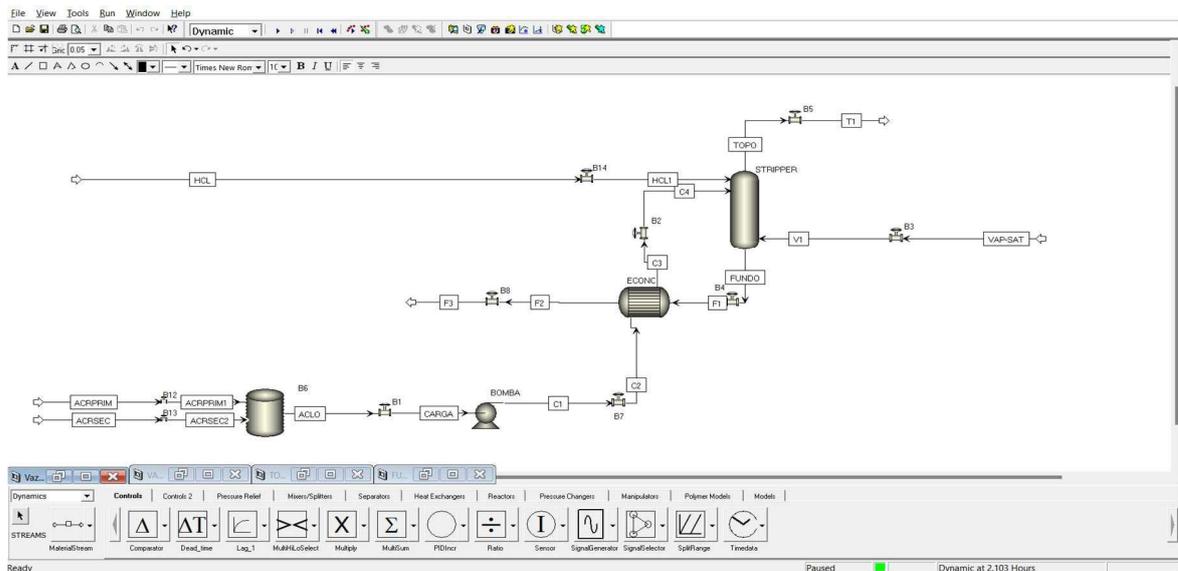
Notou-se que quanto maior a temperatura de saída do fluido frio do trocador de calor (carga de água clorada), maior foi a temperatura do sistema, principalmente a temperatura de topo. O contrário também foi visto, onde, quanto menor a temperatura de carga da água clorada, menor foi a temperatura de topo e de fundo dentro da coluna. Logo, foi visto que existe a necessidade de um controle de temperatura para abarcar os distúrbios oriundos da alimentação de água clorada e da vazão de vapor que alimenta a coluna visto que há somente dessorção de cloro gasoso na faixa de temperatura ideal do processo.

Tais resultados mostraram a importância do trocador de calor economizador dentro da planta industrial no sentido de diminuir o consumo de vapor e aproveitar o calor sensível oriundo de uma corrente de saída da coluna.

5.2 Simulação Dinâmica no Aspen Plus

No ambiente dinâmico, os resultados encontrados na simulação estacionária foram utilizados como valores iniciais de acordo com a primeira linha de dados da Tabela 2. Na simulação transiente foram gerados dados em um período de 0,001 horas ou a cada 3,6 segundos contabilizando um conjunto de 2548 amostras de cada variável (PV, MV e tempo). A Figura 31 apresenta o ambiente de simulação depois de 2,1 h de execução:

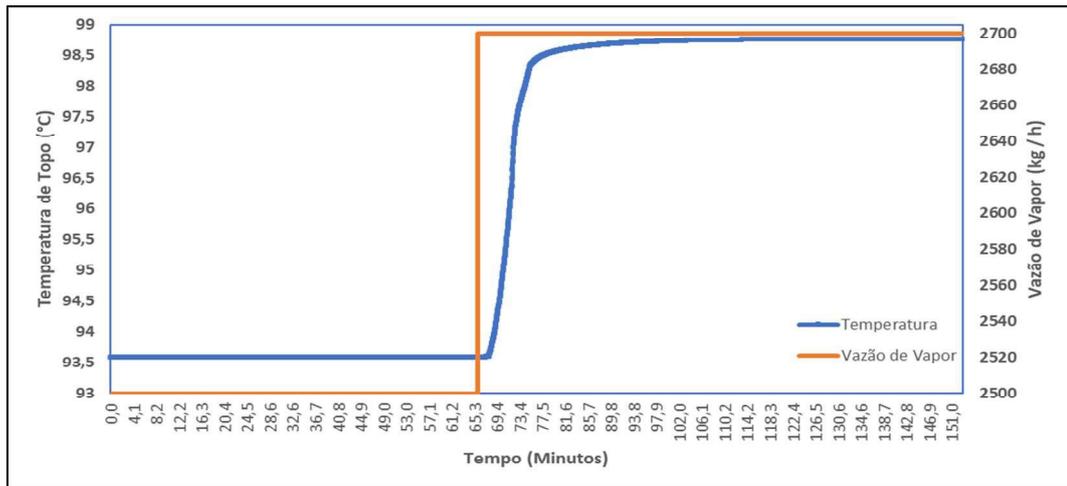
Figura 31: Ambiente dinâmico no Aspen Dynamics sendo executado.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Inicialmente, para introduzir um distúrbio em degrau no sistema, foi permitido que o sistema operasse por aproximadamente uma hora. Após a estabilização de todas as variáveis, um degrau na vazão de vapor saturado de 200 kg/h foi aplicado em torno de 1,09 horas (ou 65,82 minutos) de simulação, elevando-a de 2500 kg/h para 2700 kg/h. O comportamento da temperatura no topo da coluna foi então observado, conforme ilustrado na Figura 32:

Figura 32: Resposta da temperatura de topo ao degrau de 200 kg/h na vazão de vapor.

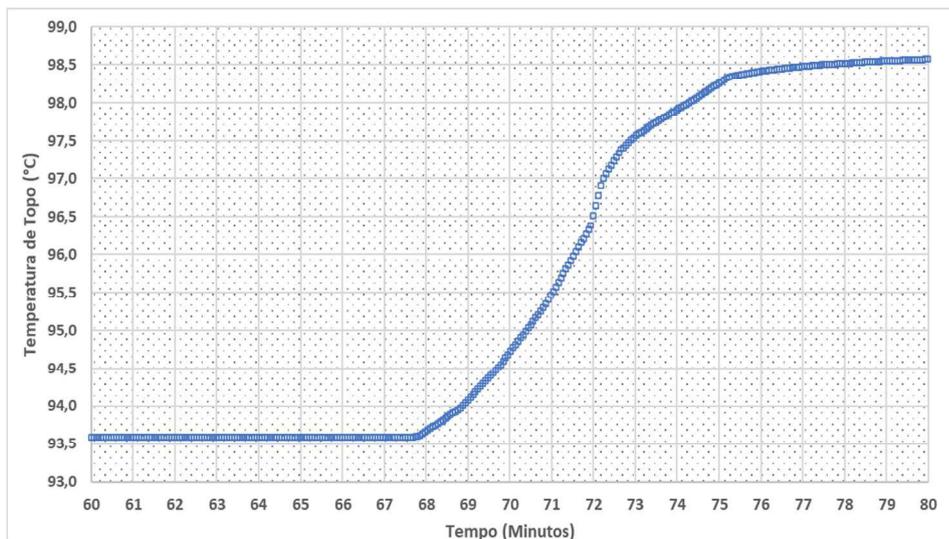


Fonte: Próprio autor, 2024.

Notou-se um atraso na resposta da temperatura de topo de aproximadamente 2 minutos após a aplicação do distúrbio em degrau na vazão de vapor, conforme representado na Figura 33, que ilustra o comportamento da variável de interesse no intervalo de tempo entre 60 e 80 minutos de simulação. A inércia inicial da resposta está associada ao atraso puro de tempo, o qual pode refletir uma característica intrínseca do processo.

A ocorrência de atrasos na resposta da PV em processos industriais é frequente e pode ser atribuída a diversos fatores, como atrasos no transporte de massa, energia ou informação; acumulação de latências em sistemas conectados em série; e o tempo necessário para o processamento de sinais em sensores e transmissores (Parra, 2013).

Figura 33: Resposta temperatura de topo ao degrau de 200 kg/h no instante da perturbação.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Os dados de interesse para realizar a identificação do sistema foram transferidos do Aspen Dynamics para o MS Excel, organizados em três colunas: tempo de simulação, temperatura do topo e vazão de vapor. Mais especificamente, somente os dados de temperatura do topo e de vazão de vapor que foram utilizados na etapa subsequente.

5.3 Identificação da Função de Transferência

No *system identification*, a opção de modelos de processo foi empregada para encontrar uma FT que se adequasse aos dados coletados, variando o número de polos, de zeros e de tempo morto (*delay*), além de considerar a presença ou ausência de polos no eixo complexo (*underdamped*), como detalhado no Quadro 1. Os resultados gerados nesta etapa são descritos na Tabela 3 através do Coeficiente de Determinação (R^2) e do Erro de Predição Esperado (FPE):

Tabela 3: Resultados dos modelos testados a partir dos dados da simulação dinâmica.

N°	Polos	Zero	Delay	Underdamped	R^2	FPE
1	1	0	Não	-	75,58	0,2683
2	1	1	Não	-	78,13	0,2161
3	1	0	Sim	-	75,89	0,2625
4	1	1	Sim	-	78,13	0,2171
5	2	0	Não	Não	60,5	0,7081
6	2	1	Não	Não	78,39	0,2129
7	2	0	Sim	Não	75,78	0,2673
8	2	1	Sim	Não	76,09	0,2617
9	2	0	Não	Sim	90,29	0,0428
10	2	1	Não	Sim	89,52	0,0328
11	2	0	Sim	Sim	75,83	0,2663
12	2	1	Sim	Sim	75,93	0,2652

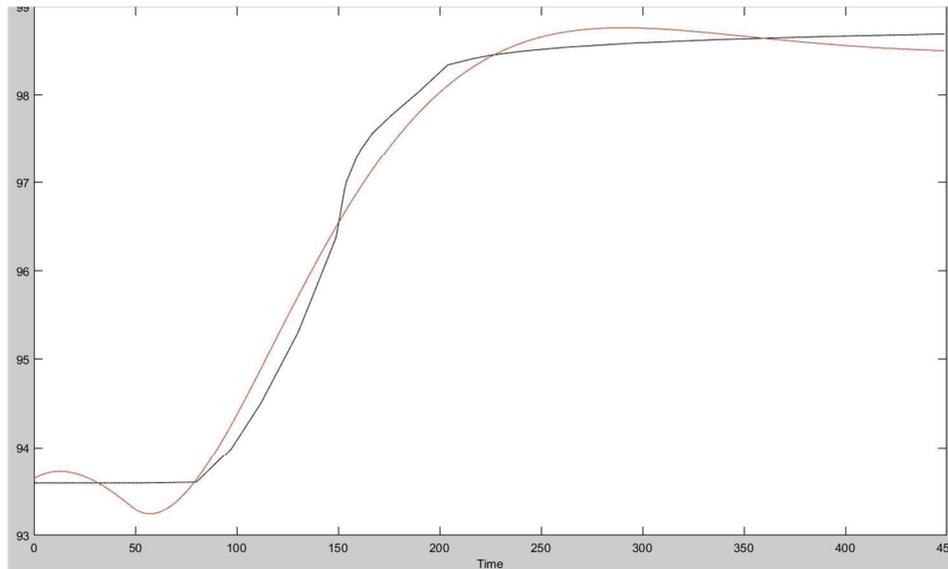
Fonte: Próprio autor, 2024.

De acordo com a Tabela 3, observou-se que a FT que melhor se ajustou aos dados foi aquela presente na décima linha da simulação de número 09, conforme destaque, que apresentou polos no eixo complexo sem tempo morto. Assim, a FT pôde ser expressa pela equação (13):

$$G(s) = \frac{0,036479}{2907,6899s^2 + 74,0988s + 1} \quad (13)$$

A Figura 34 exibe uma comparação entre o modelo que mais se adequou aos dados e os resultados obtidos na simulação do Aspen Dynamics.

Figura 34: Dados da simulação (preto) x dados do modelo (vermelho).



Fonte: Próprio autor, 2024.

Observa-se que, na região de tempo morto da resposta do sistema (representada pela parte constante dos dados em preto na Figura 34), o modelo não reproduziu de maneira satisfatória o comportamento do sistema. Vale ressaltar que a FT obtida não incorpora o termo exponencial que usualmente descreve o tempo morto. Além disso, os modelos com tempo morto tentaram descrever a dinâmica do processo com atraso puro no tempo através do termo exponencial, fato este que explica o baixo coeficiente de determinação apresentado pelos sistemas de primeira e de segunda ordem.

Além da FT obtida da relação entre PV e MV, foi proposto o ganho dos elementos de medição e de atuação envolvendo o processo, a exemplo dos sensores e da válvula. Foram calculados os ganhos dos seguintes elementos: sensor e transmissor de temperatura de topo, sensor e transmissor de vazão de vapor, posicionador da válvula de vapor e válvula de vapor saturado.

- Sensor e transmissor de temperatura de topo, equação (14):

$$K_T = \frac{(20 - 4) \text{ mA}}{(200 - 0) \text{ }^\circ\text{C}} = 0,08 \text{ mA}/^\circ\text{C} \quad (14)$$

- Sensor e transmissor de vazão de vapor, equação (15):

$$K_F = \frac{(20 - 4) \text{ mA}}{(6000 - 0) \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}} = 0,0027 \text{ mA/kg} \cdot \text{h}^{-1} \quad (15)$$

- Posicionador da válvula de vapor, equação (16):

$$K_p = \frac{(15 - 3) \text{ psi}}{(20 - 4) \text{ mA}} = 0,75 \text{ psi/mA} \quad (16)$$

- Ganho e função de transferência da válvula de vapor, equações (17) e (18):

$$K_V = \frac{(100 - 0) \%}{(15 - 3) \text{ psi}} = 8,33 \%/\text{psi} \quad (17)$$

$$F_V = \frac{8,33}{0,2s + 1} \quad (18)$$

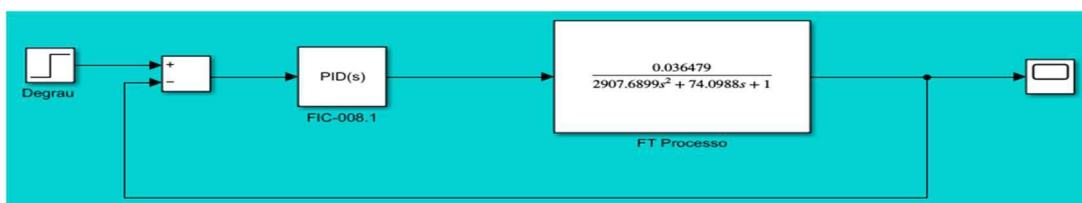
5.4 Sintonia dos Controladores

Uma vez estabelecida a função de transferência e os ganhos envolvendo as variáveis manipulada e controlada, a sintonia foi dividida em duas etapas: sintonizar o controlador de vazão sem os ganhos dos elementos e sintonizar os dois controladores em cascata com os ganhos dos elementos.

5.4.1 Sintonia do FIC-008.1 sem Ganhos dos Elementos

No ambiente do *Simulink*, foi sugerida uma configuração de malha de retroalimentação para inicialmente ajustar somente o controlador de vazão, conforme ilustrado na Figura 35. Primeiramente, foi necessário sintonizar o controlador secundário para fechar a malha antes de sintonizar o controlador primário.

Figura 35: Configuração de malha PID do FIC-008.1 no processo.

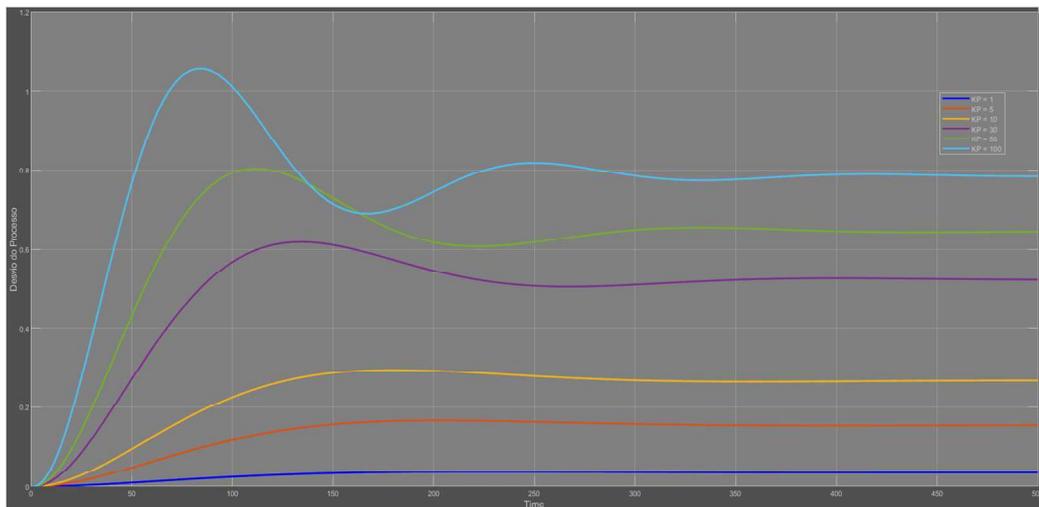


Fonte: Próprio autor, 2024.

5.4.1.1 Sintonia do FIC-008.1 por Tentativa e Erro

Inicialmente, o K_P do controlador P foi ajustado de um a cem para examinar a resposta do sistema, enquanto os demais parâmetros foram mantidos em zero. A Figura 36 apresenta os resultados:

Figura 36: Resposta ao degrau da variação de 0 a 100 do ganho K_P do controlador P.



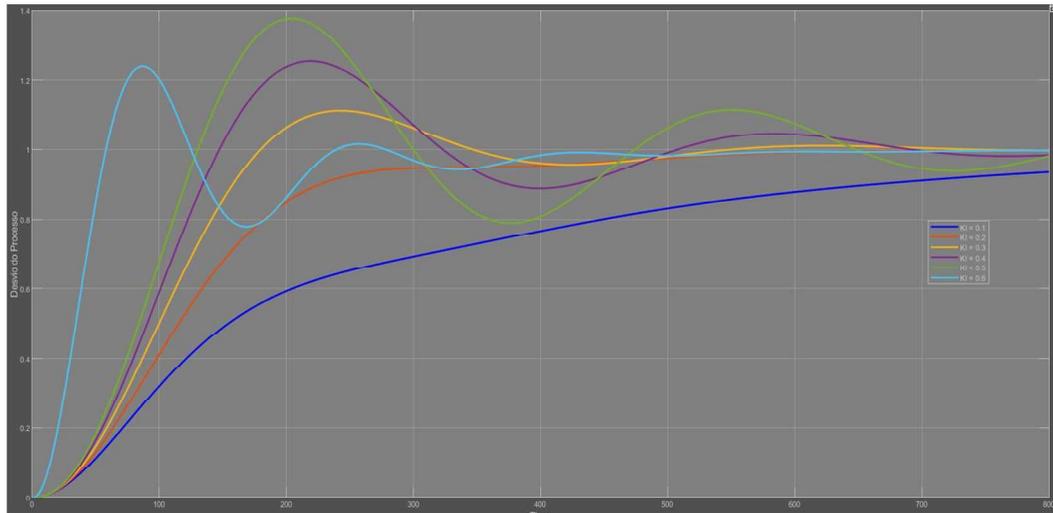
Fonte: Próprio autor, 2024.

Observou-se que, conforme o K_P aumentou o erro estacionário diminuiu, entretanto, as oscilações foram maiores para valores maiores de K_P ; o fato de aumentar o K_P em cem vezes do valor inicial não deixou o sistema instável, evidenciando a grande estabilidade do sistema. Ademais, mesmo com valores elevados de ganho proporcional ($K_P = 100$), o controlador não foi capaz de estabilizar a PV no valor do SP requerido após a perturbação. Essa limitação está associada ao ganho relativamente baixo apresentado pelo modelo de FT e ao fato de que o controlador P não elimina completamente o erro estacionário. O valor escolhido para o ganho proporcional foi de $K_P = 10$.

Um fato relevante do controlador P é o de que o produto do erro com o K_P gera a saída proporcional que atua no elemento final. Em outras palavras, este valor está diretamente relacionado à porcentagem de atuação do elemento final de controle, a exemplo da porcentagem de abertura ou fechamento de uma válvula de controle. Logo, valores altos de K_P podem estressar o elemento final de modo a prejudicar seu desempenho e sua vida útil.

Com o valor de K_P definido, o valor de K_I foi variado entre zero e um para observar a resposta do processo, conforme Figura 37:

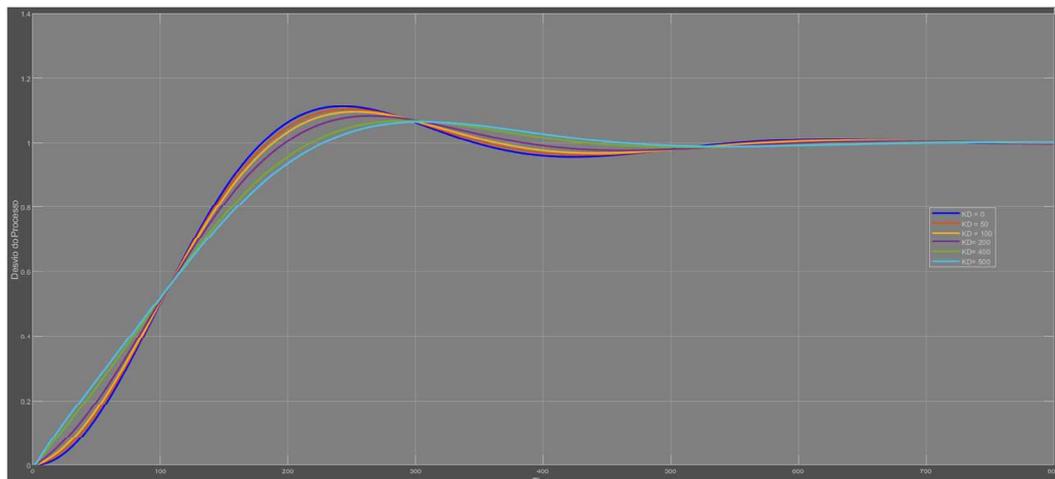
Figura 37: Resposta ao variar de 0,1 a 0,6 o ganho K_I do controlador PI com $K_P = 10$.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Observou-se que quanto maior o K_I maior foi o sobressinal e o tempo de acomodação da PV em um novo valor estacionário. Entretanto, foi possível notar que o erro estacionário foi eliminado através da inserção do K_I . O valor escolhido para o ganho integral foi de $K_I = 0,3$. Em seguida, o K_D foi variado de zero a quinhentos com $K_P = 10$ e com $K_I = 0,3$, conforme Figura 38:

Figura 38: Resposta ao degrau variar de 0 a 500 o ganho K_D do controlador PID.

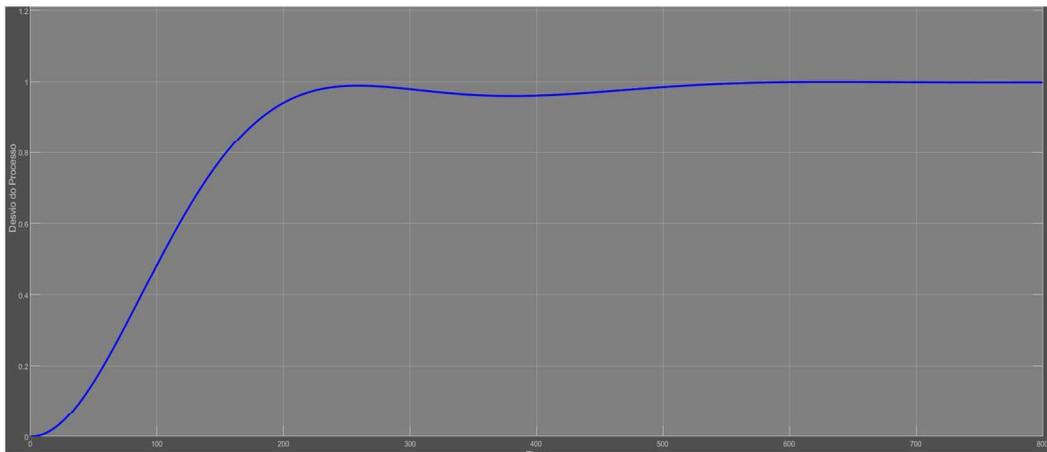


Fonte: Próprio autor, 2024.

De acordo com a resposta, conforme Figura 38, notou-se que quanto mais altos os valores de K_D menor o sobressinal e as oscilações na resposta da PV, além de reduzir o tempo de acomodação. A inserção da ação derivativa melhorou a estabilidade da resposta do processo. Porém, em muitos casos, pode somar ruídos de uma planta industrial e desestabilizar o controle, além de estressar o elemento final de controle.

Visto que para valores de K_I entre zero e cinquenta, a resposta de saída foi praticamente a mesma, decidindo-se eleger o controlador PI para atuar no controle do processo. Portanto, após definir os ganhos do FIC-008.1, foi realizado um ajuste fino para melhorar a resposta do sistema. Com o objetivo de diminuir sobressinal, o K_I foi reduzido de 0,30 para 0,24 e com o objetivo de aumentar a velocidade de resposta do processo, o K_P foi aumentado de 10 para 12; A Figura 39 apresenta a resposta do processo:

Figura 39: Resposta ao degrau com $K_P = 12$ e $K_i = 0,24$.



Fonte: Próprio autor, 2024.

A Tabela 4 apresenta os parâmetros do controlador com os erros associados:

Tabela 4: Parâmetros do PID do FIC-008.1 por tentativa e erro.

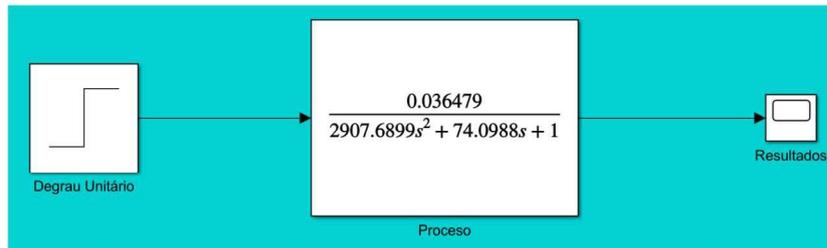
Controlador	K_P	K_i	K_d	IAE	ITAE
FIC-008.1	12	0,24	0	114,1	10310

Fonte: Próprio autor, 2024.

5.4.1.2 Sintonia do FIC-008.1 por Ziegler-Nichols

Para realizar a sintonia pelos métodos de Ziegler-Nichols e de Cohen Coon, foi realizado um degrau unitário em malha aberta, conforme a Figura 40, na FT do processo para serem coletados os parâmetros do método descrito no item 3.1.2 através da curva de reação.

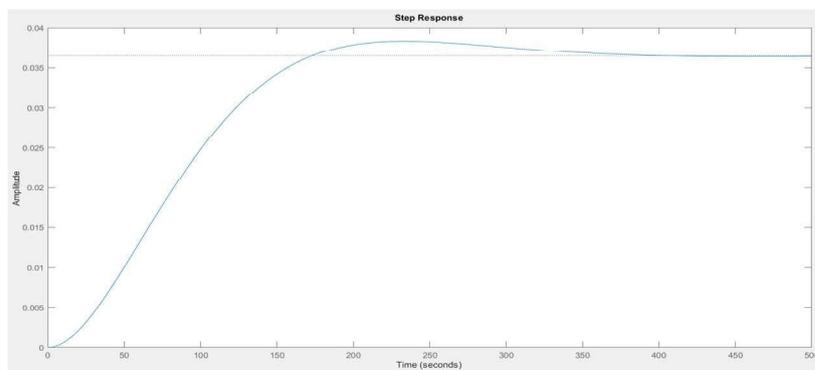
Figura 40: Configuração da função de transferência em malha aberta.



Fonte: Próprio autor, 2024.

A resposta ao degrau unitário, obtida em malha aberta, é apresentada na Figura 41, considerando a Função de Transferência do processo:

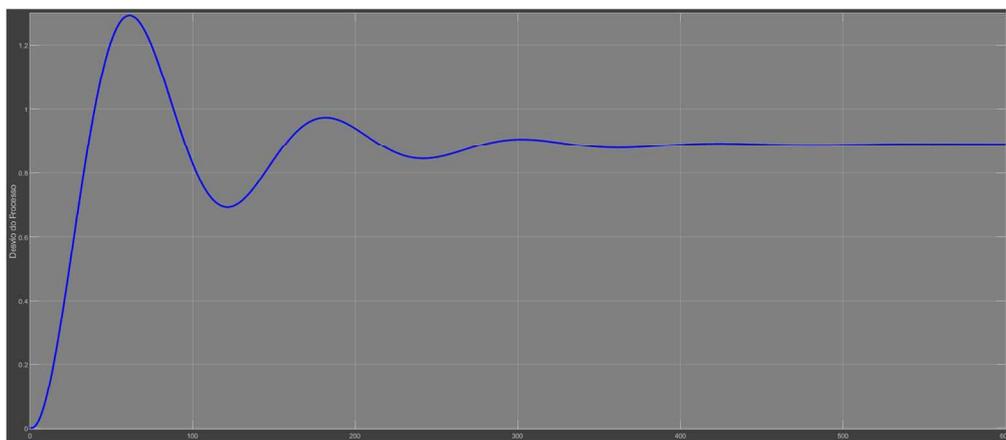
Figura 41: Resposta ao degrau unitário em malha aberta.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Foram determinados os valores de $L = 18,75$, $T = 115,55$ e $K = 0,0365$. Utilizando esses parâmetros, realizou-se o cálculo dos ganhos para o controlador PID do FIC-008.1. A Figura 42 ilustra a resposta do processo pelo método de Ziegler-Nichols, sem a especificação dos ganhos dos elementos de medição/atuação.

Figura 42: Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Ziegler-Nichols.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Foi observado um alto sobressinal da resposta oriundo do grande valor de K_P que deixou a resposta inicial rápida, mas também oscilatória. Além disso, o valor colocado no K_I não foi capaz de eliminar o erro no estado estacionário. A Tabela 5 apresenta os valores de Ziegler-Nichols para o PID do FIC-008.1, além dos valores de erros IAE e ITAE:

Tabela 5: Parâmetros do PID do FIC-008.1 por Ziegler-Nichols.

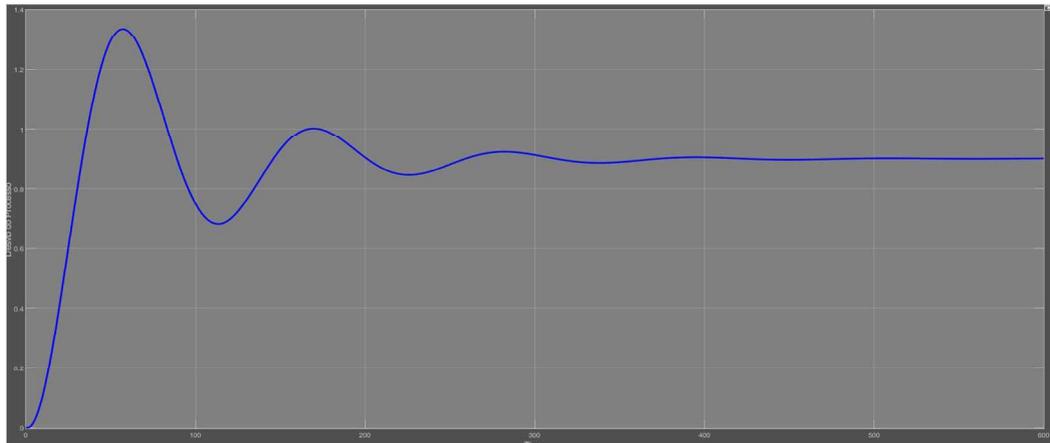
Controlador	K_P	K_i	K_d	IAE	ITAE
FIC-008.1	202,60	0,0267	9,37	116,3	36540

Fonte: Próprio autor, 2024.

5.4.1.3 Sintonia do FIC-008.1 por Cohen-Coon

Com os mesmos valores dos parâmetros da curva de reação usado para Ziegler-Nichols, foi possível calcular os valores dos parâmetros do PID de sintonia sugerido por Cohen-Coon. A Figura 43 exibe a resposta do processo com os ganhos de Cohen-Coon no PID do FIC-008.1:

Figura 43: Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Ziegler-Nichols.



Fonte: Próprio autor, 2024

Foi observado um comportamento similar ao obtido da sintonia por Ziegler-Nichols com presença de sobressinal e oscilações, mas sem eliminar o erro estacionário. Como o tempo morto é pequeno em relação a constante de tempo do processo, os valores entre os dois métodos de sintonia ficaram bastante próximos. A Tabela 6 apresenta os valores dos parâmetros de PID de Cohen-Coon adotados para o FIC-008.1, além dos erros IAE e ITAE:

Tabela 6: Parâmetros do PID do FIC-008.1 por Cohen-Coon.

Controlador	K_P	K_i	K_d	IAE	ITAE
FIC-008.1	234,78	0,0227	6,73	107,5	32780

Fonte: Próprio autor, 2024.

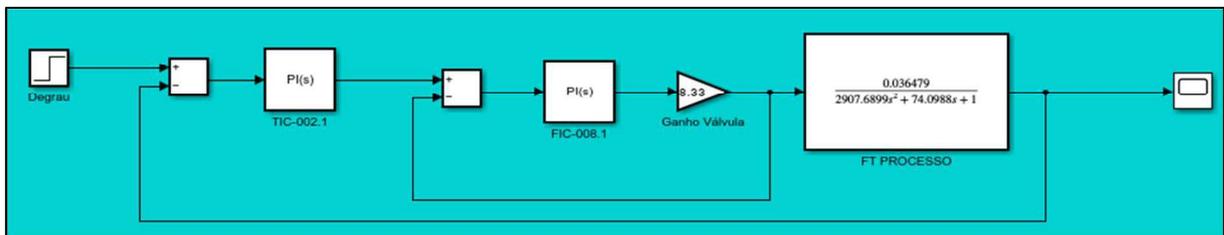
5.4.2 Sintonia da malha em cascata sem ganhos dos elementos

Tanto a sintonia por Ziegler-Nichols quanto a sintonia por Cohen-Coon obtiveram respostas semelhantes através da curva da variável de processo. Adicionalmente, os valores calculados para o IAE nos três métodos de sintonia foram semelhantes, registrando 114,1, 116,3 e 107,5 para tentativa e erro, Ziegler-Nichols e Cohen-Coon, respectivamente. No entanto, no que diz respeito ao ITAE, a abordagem de tentativa e erro demonstrou superioridade, enquanto os métodos de Ziegler-Nichols e Cohen-Coon não foram capazes de estabilizar a variável do processo no valor desejado.

Esse resultado está em conformidade com a literatura, uma vez que o método de sintonia com base na curva de reação é fundamentado em sistemas de primeira ordem com atraso, especialmente quando sujeitos a um distúrbio em degrau. Apesar do modelo de FT obtido ter se ajustado aos dados em aproximadamente 90% e, de certa forma, ter exibido uma resposta em formato de "S" ao longo do tempo, conforme mostrado na Figura 34, é importante notar que se trata de uma função de transferência de segunda ordem.

No estudo conduzido por Tavares (2019), foram observados significativos desvios ao sintonizar um modelo de segunda ordem usando os métodos de Ziegler-Nichols e Cohen-Coon, quando comparados à abordagem de tentativa e erro. Este resultado destaca que a aplicação da curva de reação do sistema, embora seja uma técnica simples e prática, não é universalmente aplicável a todos os tipos de processos. Assim, os parâmetros PID escolhidos para o controlador de vazão foram determinados por meio da sintonia por tentativa e erro. A malha cascata proposta é exibida através da Figura 44:

Figura 44: Configuração de malha em cascata sem os ganhos dos elementos de medição.

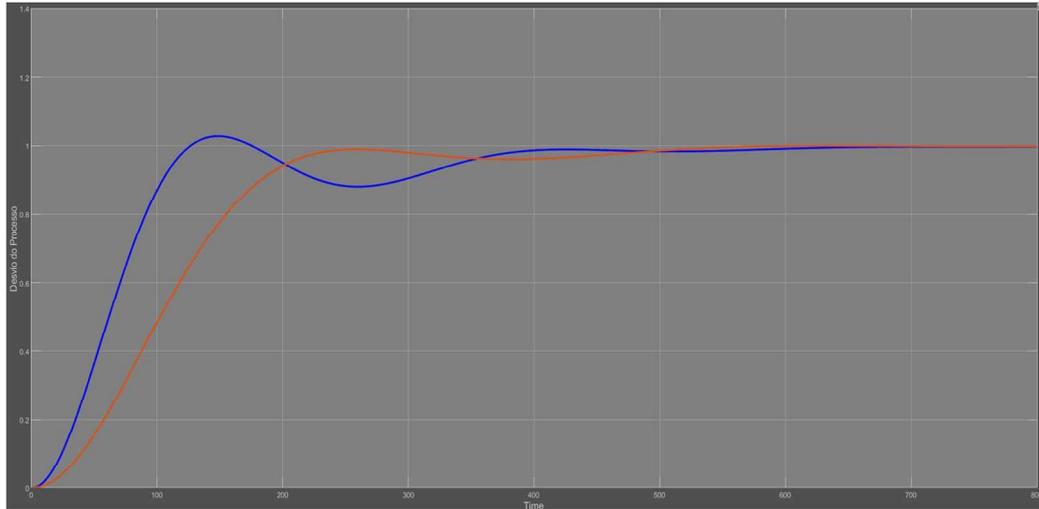


Fonte: Próprio autor, 2024.

O ganho da válvula de vapor foi colocado para fechar a malha em cascata através do FIC-008.1 e do TIC-002.1. Devido à inadequação dos métodos de sintonia de Ziegler-Nichols e Cohen-Coon para a FT da modelagem do processo, o TIC-002.1 passou por um processo de

sintonia por tentativa e erro. Na Figura 45, a resposta da malha em cascata, destacada em azul, é apresentada em comparação com a malha de realimentação simples, na qual apenas o FIC-008.1 atua no controle do processo.

Figura 45: Resposta ao degrau da malha em cascata x malha com o FIC-008.1.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Observou-se que a introdução do TIC-002.1 resultou em uma resposta mais rápida da PV em comparação com a configuração exclusiva do FIC-008.1. No entanto, essa inclusão também aumentou o sobressinal e as oscilações. Ainda assim, é importante notar que a configuração com o TIC-002.1 exibe um tempo de acomodação menor quando contrastada com a configuração exclusiva do FIC-008.1 atuando no processo. Os valores de PID utilizados em cada controlador e os respectivos valores de erro estão apresentados na Tabela 7:

Tabela 7: Parâmetros de PID da malha em cascata sem ganhos nos elementos de medição.

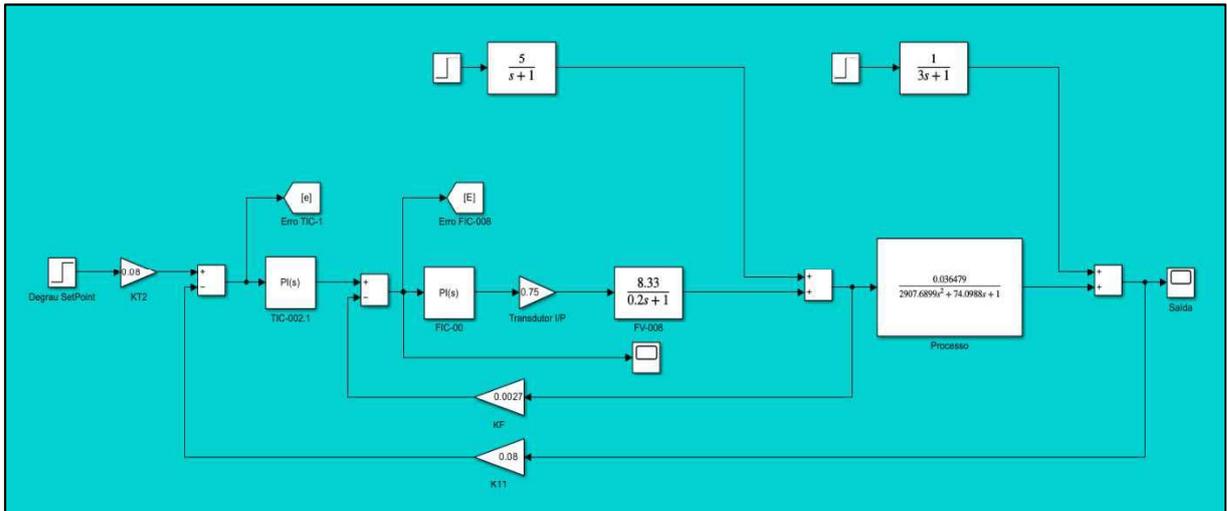
Controlador	K_P	K_i	K_d	IAE	ITAE
FIC-008.1	12	0,24	0	19,78	1666
TIC-002.1	8	0,15	0	81,81	8672

Fonte: Próprio autor, 2024.

5.4.3 Sintonia da malha em cascata com os Ganhos dos Elementos

Uma vez estabelecida a FT do comportamento da temperatura de topo da coluna de stripper e os ganhos envolvendo as variáveis manipulada e controlada, foi proposto o seguinte diagrama de bloco da malha em cascata feito no *Simulink*:

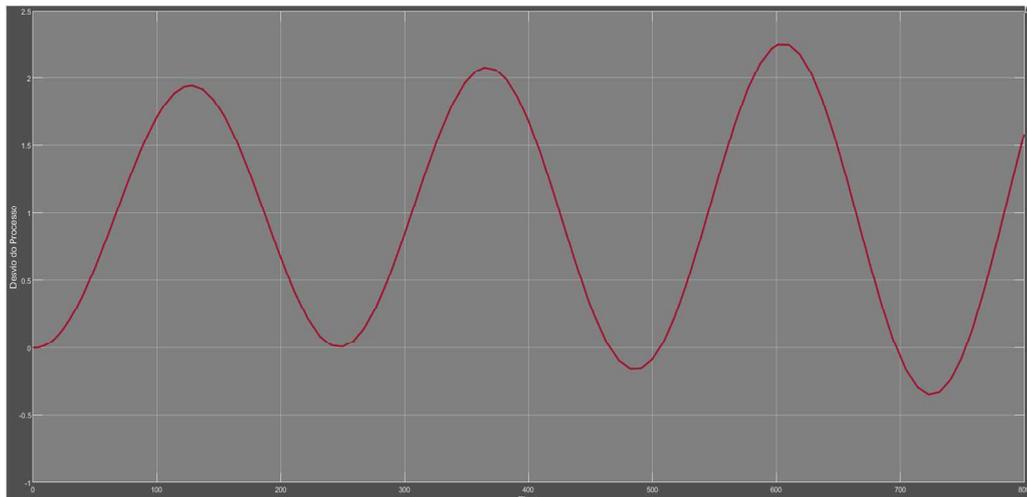
Figura 46: Configuração da malha em cascata no *Simulink* com os ganhos dos elementos.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Como o processo foi acrescido de elementos de ganhos diferentes, a sintonia feita anteriormente para o controle em cascata não se adequou à condição a malha da Figura 46. Entretanto, os valores puderam ser utilizados como ponto de partida para os novos parâmetros do FIC-008.1 e do TIC-002.1. A Figura 47 apresenta a resposta do processo com os valores de PID da Tabela 7 obtidos com a malha sem os ganhos do elemento de medição/atuação:

Figura 47: Resposta ao degrau com valores de PID da Tabela 7.

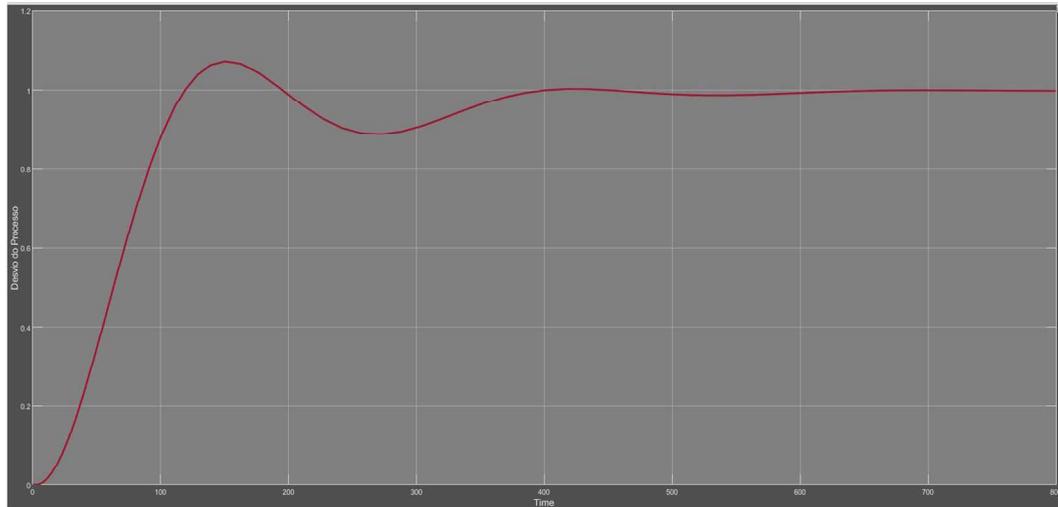


Fonte: Próprio autor, 2024.

Notou-se que a variável controlada sofre oscilações em torno da *setpoint* até atingir a instabilidade. Este fato é explicado devido aos novos ganhos introduzidos no processo, logo, fez-se necessário refazer novamente a sintonia dos controladores. O método escolhido foi o de tentativa e erro uma vez que a FT obtida não se adequou ao método de curva de reação.

Para sintonizar os controladores, a malha foi fechada com atuação somente do FIC-008.1 variando os parâmetros de K_P e de K_I . Após a sintonia deste controlador, o TIC-002.1 foi sintonizado de mesma maneira, porém de forma que tivesse parâmetros mais lentos do que o FIC-008.1. A Figura 48 apresenta a resposta do processo para os novos parâmetros PI obtidos:

Figura 48: Resposta ao degrau com a malha em cascata com os valores da Tabela 8.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Observou-se que para estabilizar a variável de processo, foi necessário um grande tempo inerente à constante de tempo da função de transferência. Entretanto, observando a Tabela 8, o K_P utilizado nesta etapa foi menor, quando comparado ao K_P da Tabela 7, uma vez que os ganhos introduzidos melhoraram a resposta do processo. A Tabela 8 apresenta os valores do controlador PI com o IAE e o ITAE.

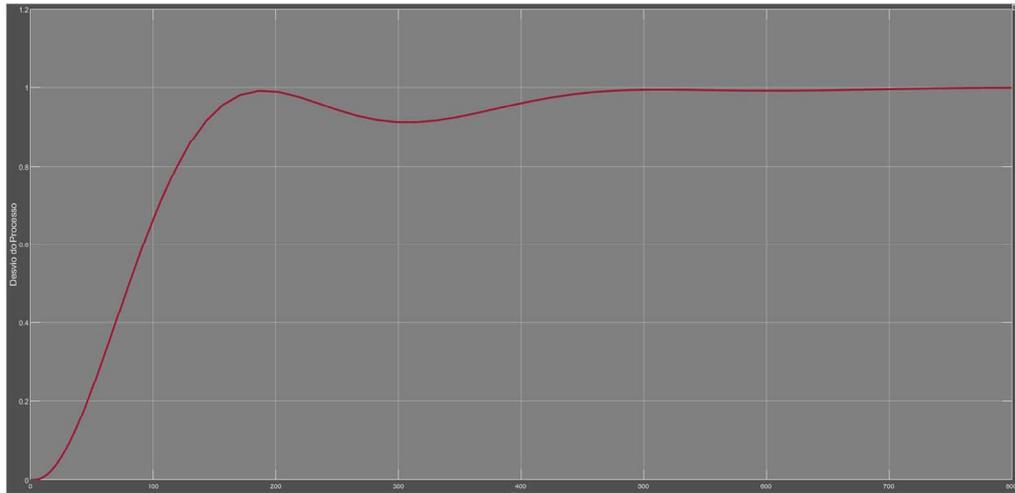
Tabela 8: Parâmetros de PID dos controladores em cascata com ganhos dos elementos.

Controlador	K_P	K_i	K_d	IAE	ITAE
FIC-008.1	5,02	37,31	0	49,8	2720
TIC-002.1	1,13	0,01	0	7,88	605,3

Fonte: Próprio autor, 2024.

Além disso, visando otimizar a resposta do processo, houve uma redução no K_P dos controladores, a fim de prevenir possíveis sobressinais. Da mesma forma, o K_I foi ajustado para minimizar oscilações durante a estabilização da variável. A Figura 49 ilustra a resposta do processo com a nova proposta de valores do PI:

Figura 49: Resposta ao degrau com a malha em cascata com os valores da Tabela 9.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Observou-se que a resposta não exibiu sobressinal e que o tempo de acomodação foi reduzido. No entanto, destaca-se que a resposta inicial ocorreu de maneira mais lenta, sendo essa condição atribuída à diminuição do parâmetro proporcional. Os valores de controle utilizados, juntamente com os valores de erro, estão detalhados na Tabela 9.

Tabela 9: Parâmetros de PID dos controladores em cascata com ganhos dos elementos.

Controlador	K_P	K_i	K_d	IAE	ITAE
FIC-008.1	4,00	20,22	0	56,5	3154
TIC-002.1	0,73	0,01	0	6,46	436,1

Fonte: Próprio autor, 2024.

Tanto o IAE quanto o ITAE do TIC-002.1 diminuíram em comparação com os valores da Tabela 8. Essa redução é considerada razoável, uma vez que o sobressinal da resposta final é diretamente somado ao erro do controlador. Logo, diminuir este parâmetro contribuiu para melhorias nos resultados de erro, mesmo que a resposta do processo tenha se tornado mais lenta. Em contrapartida, para o FIC-008.1, o erro aumentou com menores valores de K_P e de K_I ; fato razoável pois a malha secundária deve ser mais rápida para suportar tanto os distúrbios do controle de vazão quanto o de controle de temperatura.

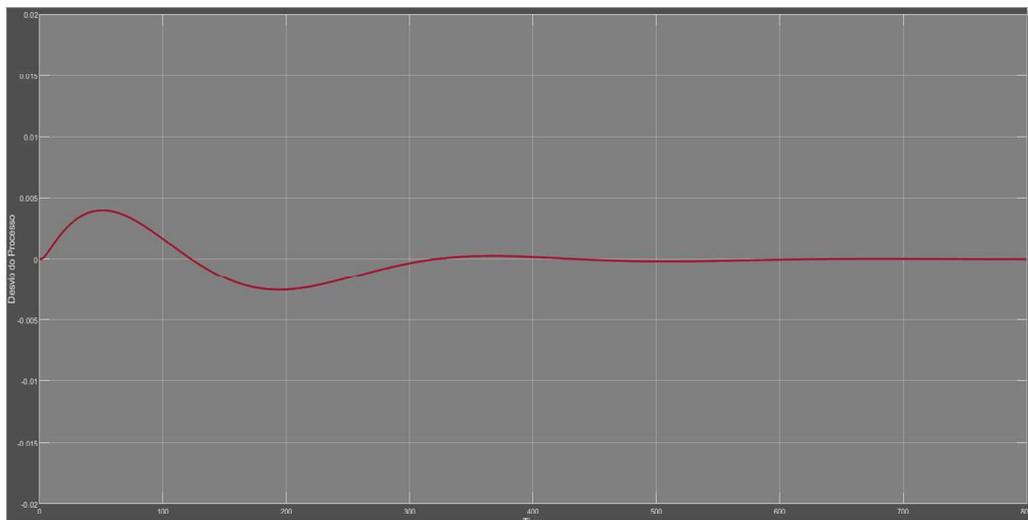
No geral, o controle da temperatura do *stripper* somente com a malha de vapor não respondeu satisfatoriamente, pois o processo tem tempo longo de acomodação e de resposta, conforme Figura 47. Com a obtenção de um controlador primário que monitorou diretamente a variável de interesse e manipulou a vazão de vapor da coluna através do controlador, a resposta do processo pôde ser melhorada tanto com relação às mudanças de processo quanto em relação aos distúrbios aplicados.

5.4.4 Aplicação de distúrbios na malha em cascata

Para avaliar a resposta da malha em cascata frente ao distúrbio de processo, foram aplicados distúrbios externos de primeira ordem na malha interna e na malha externa, respectivamente, que são exibidos na Figura 46:

O primeiro distúrbio aconteceu na malha de vapor através de uma FT de primeira ordem com ganho igual a cinco e com constante de tempo igual a um. A Figura 50 mostra a resposta com a aplicação deste distúrbio:

Figura 50: Resposta ao distúrbio de primeira ordem aplicado na malha interna.

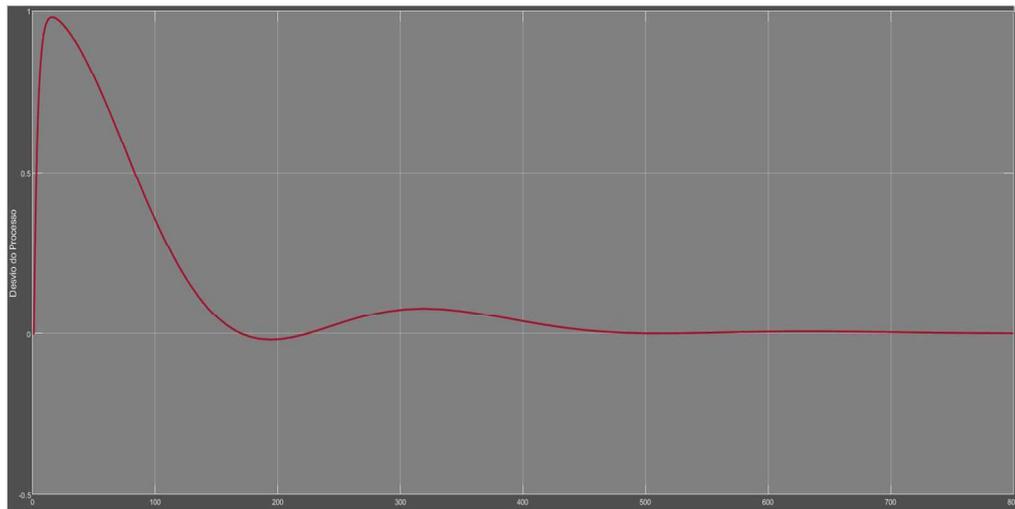


Fonte: Próprio autor, 2024.

Analisando a resposta da temperatura no topo da coluna em relação ao desvio aplicado, observou-se que a PV permaneceu praticamente constante. Esse comportamento pode ser atribuído ao controlador de vazão (secundário), uma vez que o desvio foi da ordem de $\pm 0,0025$, conforme evidenciado na Figura 50. O controlador de vazão demonstrou eficácia ao lidar com o distúrbio, impedindo que sua totalidade influenciasse significativamente na temperatura do processo.

O segundo distúrbio foi realizado na coluna de destilação, na malha externa, para afetar diretamente a temperatura de topo através de uma FT de primeira ordem com ganho igual a um e com constante de tempo igual a três. A Figura 51 mostra a resposta com a aplicação deste distúrbio:

Figura 51: Resposta ao distúrbio de primeira ordem aplicado na malha externa.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Percebeu-se que o distúrbio é predominantemente incorporado ao processo de forma rápida, porém, essa influência é atenuada pela atuação simultânea do controlador de temperatura em conjunto com o controle de vazão. A demora na resposta está ligada tanto às características do modelo da FT quanto ao acúmulo de erros nos controladores que, por sua vez, estão sujeitos às limitações dos ganhos dos instrumentos de medição.

Ao introduzir as perturbações na vazão de vapor e na temperatura da coluna, a malha em cascata demonstrou um comportamento conforme o esperado, compensando tais distúrbios. Na primeira situação, a malha secundária corrigiu a variação na vazão antes que afetasse a malha primária, enquanto, na segunda situação, a malha primária respondeu ao distúrbio na temperatura por meio da atuação do controlador de vapor.

6. CONCLUSÃO

O presente estudo abordou questões de simulação e de controle de processos, além da identificação de um sistema dinâmico. Logo, buscou-se apresentar tópicos para identificar e conhecer a dinâmica de uma coluna de *stripper* de água clorada e propor uma estratégia de controle para a temperatura de topo, visto que é uma variável de extrema importância para manter este tipo de coluna em valores operacionais e de segurança.

No Aspen Plus, percebeu-se que o modelo termodinâmico e o sistema implementado foram adequados para representar o comportamento do perfil de temperatura em um sistema de *stripper* de água clorada. Além disso, foi provada a importância de sistemas economizadores para otimizar custos de uma indústria. Após esta etapa, na simulação dinâmica, foram aplicados distúrbios em degrau na variável manipulada onde foram observados comportamentos frequentes, na variável de processo, ao realizar o método da curva de reação: resposta em “S”, presença de tempo morto inicial e estabilização em um novo valor estacionário. Com estes dados, foi possível obter a função de transferência do sistema que foi caracterizada por um modelo de segunda ordem com polos complexos e sem tempo morto.

Em posse do modelo, foi proposto, um controle retroalimentado de vazão de vapor no *simulink* onde a malha secundária foi sintonizada através de Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e tentativa e erro. Os métodos de Ziegler-Nichols (IAE = 116,3 e ITAE = 36540) e de Cohen-Coon (IAE = 107,5 e ITAE = 32780) não conseguiram eliminar o erro da resposta no estado estacionário. Logo, foi observado que o melhor método para este estudo foi o de tentativa e erro (IAE = 114,2 e ITAE = 10310), após estabilizar a resposta através de um controlador PI. Para a malha configurada em cascata sem os ganhos, foi observado que a resposta da PV apresentou melhoria quando comparada a malha com somente um controlador PID. Os erros da malha em cascata de IAE e de ITAE tiveram os valores de 19,78 e 1666 para o FIC-008.1, respectivamente, e de 81,81 e 8672 para o TIC-002.1, respectivamente.

Para a malha em cascata com os elementos de ganho dos sensores e da válvula de vapor, os resultados mostraram que valores menores de ganhos proporcionais e integrais foram suficientes para estabilizar a resposta da temperatura no novo ponto de ajuste selecionado. Além do mais, a malha em cascata conseguiu abarcar os distúrbios de primeira ordem aplicados na malha interna onde o FIC-008.1 corrigiu a perturbação para não interferir na temperatura de topo; o distúrbio aplicado na coluna foi atenuado através dos controladores de temperatura atuando no de vazão através da válvula de vapor.

Em suma, sugere-se para futuros estudos a realização de uma modelagem e a simulação de uma coluna de *stripper* de cloro de modo que os dados obtidos nas simulações sejam comparados com os dados reais de uma planta de cloro-álcalis; realizar a identificação do sistema, para o comportamento dos dados da simulação dinâmica, através de uma função de primeira ordem com atraso puro no tempo aplicando a aproximação de Padé, pois os dados do sistema modelado apresentam características fortes deste tipo em que a ferramenta computacional adotada não dispõe de tal abordagem.

Além disso, sugere-se também implementar métodos de sintonia desconsiderando a necessidade de aplicar distúrbios em malha aberta, a exemplo dos métodos de sintonia de Ziegler-Nichols em malha fechada e da integral do erro; por fim, propor novas estratégias de controle para estabelecer a temperatura de topo em seu valor de operação, a exemplo de controle avançado com o uso de redes neurais ou de técnicas *fuzzy*.

REFERÊNCIAS

- AGUIRRE, L. A. **Introdução a identificação de sistemas: técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais**. 4. Ed. Belo Horizonte: UFMG, 2015.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA DE ÁLCALIS, CLORO E DERIVADOS. **Balço socioeconômico da indústria de cloro-álcalis no Brasil**. Abiclor, 2020. Disponível em: https://www.abiclor.com.br/wp-content/uploads/2021/04/Abiclor_Balanco_socioeconomico_2020.pdf. Acesso em: 18 jul. 2023.
- BAYER, F. M.; ARAÚJO, O. C. B. **Controle automático de processos**. 3. Ed. Santa Maria: Universidade Federal Santa Maria, 2011.
- BEGA, E. A. **Instrumentação Industrial**. 2. Ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2006.
- CROWE, J. et al. **PID control: new identification and design methods**. Londres:Springer-Verlag, 2005.
- BALL, D. W. **Físico-Química**. 1. Ed. São Paulo:Cengage Learning, 2013.
- FOUST, A.S. et al. **Princípio das Operações Unitárias**. 2. Ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982.
- GARCIA, C. **Controle de processos industriais: estratégias convencionais**. 1. Ed. São Paulo: Blucher, 2017.
- KIONG, T. et al. **Advances in PID Control**. 1. ed. Londres:Springer-Verlag, 1999.
- LALEZARY, S. *et al.* Air Stripping of Taste and Odor Compounds From Water. **American Water Works Association**, La Verne, v. 76, n. 3, p. 83–87, 1984. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/j.1551-8833.1984.tb05304.x>. Acesso em: 24 jul. 2023.
- LETTERMAN, R. D. **Water quality and treatment: a handbook of community water supplies**. 4 Ed. New York: McGraw Hill, 1990.
- MATHEUS, L. N. **Sintonia de um controlador PID para sistema de aquecimento em batelada de um minitânque de uma microcervejaria**. 2019. 44 f. Monografia (Graduação em Engenharia Química) – Universidade do Sul de Santa Catarina, Santa Catarina, SC, 2019. Disponível em: <https://repositorio.animaeducacao.com.br/items/31968ecf-87da-44e7-8858-931533fcc1a0>. Acesso em: 15 dez. 2023.
- MATLAB, 2023. **Simulink is for Model-Based Design**. Massachusetts: The MathWorks Inc. Disponível em: <https://www.mathworks.com/help/stats/index.html>. Acesso em: 04 out. 2023.
- MCGUIRE, M. J. *et al.* Closed-Loop Stripping Analysis as a Tool for Solving Taste and Odor Problems. **American Water Works Association**, La Verne, v. 73, n. 10, p. 530–537, 1981. Disponível em: <http://www.jstor.org/stable/41270578>. Acesso em: 24 jul. 2023.
- MELLO, L. C. **Estudo do processo de absorção de CO₂ em soluções de aminas empregando-se colunas recheadas**. 2013. 125 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade de São Paulo, São Paulo, SP, 2013. Disponível em: https://teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3137/tde-18082014-114022/publico/Diss_LilianMello.pdf. Acesso em: 03 ago. 2023.
- MURESAN, C.I. et al. A Review of Recent Developments in Autotuning Methods for Fractional-Order Controllers. **Fractal Fractional**. v. 6, n. 37, p. 1-25, 2022. <https://doi.org/10.3390/fractalfract6010037>. Acesso em 05 jan. 2024.
- NETO, J. I. H. **Modelagem, simulação e controle de processo de degradação da tricloroamina (NCl₃) na produção de cloro (Cl₂) eletrolítico**. 2006. 65 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) –

Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, PB, 2006. Disponível em: <http://dspace.sti.ufcg.edu.br:8080/jspui/handle/riufcg/3373>. Acesso em: 06 jan. 2024.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 5. Ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010.

PAFFER, J. Z. A. **Simulação dinâmica de uma torre de stripping**. 2015. 87 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, PB, 2015. Disponível em: <http://dspace.sti.ufcg.edu.br:8080/xmlui/bitstream/handle/riufcg/468/JULIANA%20ZEYMER%20AUAD%20PAFFER%20%e2%80%93%20DISSERTA%c3%87%c3%83O%20%28PPGEQ%29%202015.pdf?sequence=1&isAllowed=y>. Acesso em: 19 jul. 2023.

PARRA, L. A. **Sistema de controle com compensação de tempo morto aplicado à geração de vento em tanque de prova**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecatrônica) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, SP, 2013 Disponível em: https://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3152/tde-22092014-155323/publico/Diss_Parra.pdf. Acesso em: 25 jan. 2024.

PERRY, H.R.; GREEN; D.W. **Perry's Chemical engineers' handbook**. 7. Ed. Londres:McGraw-Hill Professional Publishing, 1999.

PIRES, V. P. Sintonia de um controlador pid em um sistema de controle de vazão. **Revista da Graduação**, Porto Alegre, v. 7, n. 2, p. 01-23, 2014. Disponível em: <https://revistaseletronicas.pucrs.br/index.php/graduacao/article/view/19526>. Acesso em: 20 jul. 2023.

SANTOS, R. M. **Controle cascata e supervisão aplicada a controle nível em planta didática de processos**. 92 f. Monografia (Graduação em Controle e Automação) – Universidade Federal Paulista, Sorocaba, SP, 2014. Disponível em: https://www.sorocaba.unesp.br/Home/Graduacao/EngenhariadeControleeAutomacao/galdenoro1906/galdenoro-relatorio_final.pdf. Acesso em: 17 dez. 2023.

SEBORG, D. E. et al. 2003. *Process Dynamics and Control*. 3. Ed. Califórnia:John Wiley & Sons, 2003. pp. 2-412

SILVA, D. S. **Identificação de funções de transferência utilizando como entrada um degrau**. 2008. 118 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) - Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, SP, 2008. Disponível em: https://www.feis.unesp.br/Home/departamentos/engenhariaeletrica/pos-graduacao/215-dissertacao_darcio_dos_santos_silva.pdf. Acesso em: 02 ago. 2023.

SKOGESTAD, S. Dynamics and control of distillation columns - a critical survey. **IFAC Proceedings Volumes**, Trondheim, v.25, n. 5, p. 11-35, 1992. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1474667017509660>. Acesso em: 20 jul. 2023.

TAVARES, P. A. N. **Análise de diferentes tipos de ajuste de um controlador PID aplicado a um motor CC sem escovas**. 81 f. Monografia (Graduação em Engenharia Eletrônica) – Universidade de Brasília, Faculdade UnB Gama, Brasília, DF, 2019. Disponível em: https://bdm.unb.br/bitstream/10483/26043/1/2019_PericlesAlvesNery_tcc.pdf. Acesso em: 23 dez. 2024. Acesso em 23 dez. 2023.