



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS
CENTRO DE TECNOLOGIA – CTEC
ENGENHARIA QUÍMICA



ANDRESSA VERÍSSIMO DE BRITO

**ESTRATÉGIA DE UM SISTEMA DE CONTROLE EM CASCATA
RELACIONANDO A COMPOSIÇÃO DO EFLUENTE À ENTRADA DE TOPO
EM UM MODELO EMPÍRICO DE COLUNA DE STRIPPER**

MACEIÓ

2025

ANDRESSA VERÍSSIMO DE BRITO

**ESTRATÉGIA DE UM SISTEMA DE CONTROLE EM CASCATA
RELACIONANDO A COMPOSIÇÃO DO EFLUENTE À ENTRADA DE TOPO
EM UM MODELO EMPÍRICO DE COLUNA 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/a: Prof. Dr. Rodolfo Junqueira
Brandão.

Coorientador/a: Prof. Dr. Thais Logetto
Caetité Gomes

MACEIÓ

2025

Catálogo na Fonte
Universidade Federal de Alagoas
Biblioteca Central
Divisão de Tratamento Técnico

Bibliotecário: Marcelino de Carvalho Freitas Neto – CRB-4 – 1767

B862e Brito, Andressa Veríssimo de.
Estratégia de um sistema de controle em cascata relacionando a composição do efluente à entrada de topo em um modelo empírico de coluna de *stripper* / Andressa Veríssimo de Brito. – 2025.
78 f. il. : figs. ; tabs. color.

Orientador: Rodolfo Junqueira Brandão.
Co-orientadora: Thais Logetto Caetité Gomes.
Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química).
Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Maceió, 2025.

Bibliografia: f. 77-78.

1. Cloro - Indústria. 2 Álcalis - Indústria. 3. Dessorção. 4. Controle em cascata. 5. Aspen Hysys (*Software*). 6. MATLAB (Programa de computador).
I. Título.

CDU: 661.34:661.41

RESUMO

A indústria de cloro e álcalis, cuja produção baseia-se na eletrólise da salmoura, resultando em produtos essenciais como o cloro, o hidróxido de sódio e o hidrogênio. A produção desses compostos ocorre por meio da eletrólise da salmoura (solução aquosa de cloreto de sódio), resultando em produtos como cloro gasoso, hidróxido de sódio e hidrogênio gasoso. O cloro, em particular, é essencial na fabricação de Policloreto de Vinila (PVC), um dos plásticos mais utilizados mundialmente. Após sua produção, o cloro gasoso precisa ser purificado, passando por várias etapas, sendo a primeira delas o resfriamento através de trocadores de calor. Durante a troca térmica, a água presente no produto é condensada e tratada como impureza e pode conter traços de cloro gasoso. Essa água não deve ser descartada sem a remoção do cloro residual, pois isso resultaria em perdas de produção e contaminação de efluente. Para resolver esse problema, utiliza-se o processo de separação por dessorção em uma coluna de stripper, que remove os componentes voláteis da mistura líquida ao introduzir vapor saturado na base da coluna. O cloro é volatilizado para o topo, enquanto a água condensada, agora adequada para descarte ou para uso em outras etapas do processo, é obtida na base da coluna. Para garantir o controle eficiente da coluna e minimizar as perdas, é fundamental manter todas as variáveis dentro das faixas operacionais, assegurando a segurança do processo e da planta. O objetivo deste trabalho propõe e analisa uma estratégia de controle em cascata para uma coluna de dessorção, utilizada na purificação do cloro dissolvido em água ao relacionar a concentração do efluente (variável de processo) com a alimentação (variável manipulada), a fim de gerar uma função de transferência. Com isso, evidenciam a modelagem do processo, a realização de simulações em regime estacionário e transiente e a identificação da função de transferência por meio de softwares como Aspen Hysys, MATLAB *System Identification* e *Simulink*. A metodologia compreende a coleta e análise de dados operacionais e a sintonia dos controladores PID utilizando métodos de tentativa e erro, Ziegler-Nichols e Cohen-Coon. Os resultados indicam que o melhor método para os parâmetros do controlador PID foi o de tentativa e erro com IAE = 1 e com ITAE = 1,5; e após o ganho dos elementos, IAE de 3001 e ITAE de 14800 para o FIC-002, e IAE de 144 com ITAE de 792 para o AIC-001, reduzindo sobressinal e tempo de estabilização, o que valida a superioridade da sintonia empírica frente aos métodos teóricos convencionais. Conclui-se que a estratégia adotada contribui para uma operação mais eficiente e segura do processo, reforçando a importância da integração entre simulação e controle prático em sistemas com comportamentos não lineares.

Palavras-chave: Indústria de cloro e álcalis; Dessorção; controle em cascata; Aspen Hysys; MATLAB.

ABSTRACT

The chlor-alkali industry, which relies on brine electrolysis, produces essential chemicals such as chlorine, sodium hydroxide, and hydrogen. The electrolysis of brine (an aqueous sodium chloride solution) yields gaseous chlorine, sodium hydroxide, and hydrogen gas. Chlorine, in particular, is crucial for manufacturing polyvinyl chloride (PVC), one of the most widely used plastics globally. After production, chlorine gas undergoes purification, beginning with cooling in heat exchangers. During this process, water condenses and is treated as an impurity, potentially containing residual chlorine traces. This water cannot be discarded without removing the dissolved chlorine, as it would lead to production losses and effluent contamination. To address this issue, a stripping column is employed, where volatile components are removed by introducing saturated steam at the column's base. Chlorine is volatilized and exits at the top, while the condensed water—now suitable for disposal or reuse—is collected at the bottom. Maintaining all variables within operational ranges is critical to ensure process safety and efficiency. This study proposes and evaluates a cascade control strategy for a stripping column used in chlorine purification. The strategy correlates the effluent concentration (process variable) with the feed flow rate (manipulated variable) to derive a transfer function. Process modeling was conducted using Aspen HYSYS, MATLAB System Identification, and Simulink, covering both steady-state and transient simulations. The methodology included operational data collection, analysis, and PID controller tuning via trial-and-error, Ziegler-Nichols, and Cohen-Coon methods. Results demonstrated that the trial-and-error method outperformed conventional techniques, achieving optimal PID parameters with $IAE = 1$ and $ITAE = 1.5$. After incorporating sensor and actuator gains, performance metrics were $IAE = 3001$ and $ITAE = 14,800$ for FIC-002 (flow control), and $IAE = 144$ with $ITAE = 792$ for AIC-001 (temperature control), reducing overshoot and settling time. These findings validate the superiority of empirical tuning over theoretical methods for nonlinear systems. In conclusion, the proposed cascade control strategy enhances operational efficiency and safety, highlighting the importance of integrating simulation and practical control in complex industrial processes.

Keywords: Chlor-alkali industry; Stripping; Cascade control; Aspen HYSYS; MATLAB.

AGRADECIMENTO

Quero começar expressando minha mais profunda gratidão àqueles que transformaram essa jornada acadêmica em uma história de superação e conquista coletiva.

À minha família, meu porto seguro e minha maior inspiração: minha mãe Josineide e meu pai Claudemir, por me ensinar, desde criança, que o conhecimento é uma ferramenta de transformação; e ao meu irmão Anderson, meu primeiro parceiro de sonhos e lutas. Vocês não apenas acreditaram em mim, mas fizeram da educação um legado em nossa família. Hoje, carrego esse diploma com orgulho, sabendo que ele também pertence a vocês.

Aos meus amigos Matheus, Adiel e Luiz Eduardo, meus companheiros de risadas e desabafos. Obrigada por transformarem a jornada em algo mais leve e significativo.

Aos meus professores de graduação e, em especial, ao professor Rodolfo, que foi muito mais que um orientador: um conselheiro e, quando necessário, aquela puxada de orelha certa. Sua dedicação não apenas moldou minha jornada acadêmica, mas também minha forma de encarar desafios.

Ao PET Ciência e Tecnologia, meu segundo lar. Ali, encontrei não apenas um grupo, mas uma família disfuncional. Cada café compartilhado, cada discussão acalorada, cada sorriso nos momentos de descontração fez dessa experiência algo inesquecível. Espero ter deixado minha marca, assim como cada um de vocês deixou em minha trajetória.

Aos meus companheiros de aventuras no C&T: Tutor Luciano, Allan, Laura, Marlos, Victor, Lucas, Aristides, Arestides, Aynoã, Jenny, Luis e Rosângela.

Esta conquista não é só minha, mas de todos que caminharam comigo. Se hoje chego ao final desta etapa, é porque tive pessoas extraordinárias ao meu lado, acreditando mesmo quando duvidava. Por isso, de coração: muito obrigada. Que essa vitória seja só o começo de muitas outras que ainda virão, sempre com vocês na minha história.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Esquema de processo eletrolítico por diafragma.....	19
Figura 2 - Processo simplificado da indústria de cloro-álcalis.....	19
Figura 3 - Esquema simplificado de uma coluna de <i>stripper</i>	20
Figura 4 - Aplicação de controle cascata para controle de nível.	23
Figura 5 - Diagrama do lugar das raízes e polos.....	24
Figura 6 - Diagrama em blocos de um controle em cascata.....	25
Figura 7 - Configuração dos controladores em cascata da coluna de dessorção.	26
Figura 8 - Resposta do controle proporcional a alteração do valor de K_p	27
Figura 9 - Resposta do controle proporcional-integral a alteração do valor τ_i	28
Figura 10 - Resposta de um processo a diferentes tipos de controle PID.	29
Figura 11 - Aplicação de uma perturbação degrau a um sistema com resposta em S.	30
Figura 12 - Obtenção dos parâmetros L e T do método de Ziegler-Nichols.	31
Figura 13 - Fluxograma das etapas desenvolvidas.....	33
Figura 14 – Componentes químicos utilizados na modelagem.	34
Figura 15 - Pacote de propriedades termodinâmicas.	34
Figura 16 - Simulação no estado estacionário no <i>Aspen Hysys</i>	36
Figura 17 – Informações da coluna de <i>stripper</i>	38
Figura 18 - Informações do trocador de calor.....	39
Figura 19 - Informações do misturador.	40
Figura 20 - Informações da bomba.....	41
Figura 21 - Informações do reciclo.....	41
Figura 22 - Queda de pressão na V-01.	42
Figura 23 - Simulação no estado transiente.	43
Figura 24 - Interface do MATLAB.	44
Figura 25 - Interface do System Identification.	45
Figura 26 - Tipos disponibilizados para estimar modelos no System Identification.	45
Figura 27 - Interface do Simulink.....	47
Figura 28 - Resultados termodinâmicos de cada corrente da simulação estacionário.	50
Figura 29 - Perfil de composição de cloro dentro da coluna ao longo do eixo y.	51
Figura 30 - Perfil de pressão dentro coluna ao longo do eixo y.....	52
Figura 31 - Perfil de temperatura dentro da coluna ao longo do eixo y.	52
Figura 32 - Ambiente de simulação no estado transiente.	54
Figura 33 - Resposta da fração de cloro ao degrau de 15 kg/h na vazão de HCl.	55
Figura 34 - Dados da simulação (cinza) x dados do modelo (azul).	58

Figura 35 - Definição de parâmetros PID do FIC-002.....	59
Figura 36 - Estratégia de visualização no método tentativa e erro.....	60
Figura 37 - Resposta ao degrau da variação de 0 a 100 do ganho K_P do controlador P.	60
Figura 38 - Resposta ao variar de 0,1 a 1 o ganho K_i do controlador PI com $K_P = 20$	62
Figura 39 - Resposta ao degrau com $K_P = 20$, $K_i = 0,8$ e variando K_d de 0 a 500.	63
Figura 40 - Resposta ao degrau com $K_P = 20$, $K_i = 1$ e variando K_d de 0 a 500.	63
Figura 41 - Resposta ao degrau com $K_P = 23$, $K_i = 0,9$ e $K_d = 150$	64
Figura 42 - Configuração da função de transferência em malha aberta.	65
Figura 43 - Resposta ao degrau unitário em malha aberta.	65
Figura 44 - Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Ziegler-Nichols.	66
Figura 45 - Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Cohen-Coon.	67
Figura 46 - Configuração de malha em cascata sem os ganhos dos elementos de medição.	69
Figura 47 - Resposta ao degrau da malha em cascata x malha com o FIC-002.	70
Figura 48 - Configuração da malha em cascata no Simulink com os ganhos dos elementos.	71
Figura 49 - Resposta ao degrau com a malha em cascata com o ganho dos elementos.	71
Figura 50 - Resposta ao degrau com a malha em cascata com ajustes.....	72
Figura 51 - Malha em cascata com distúrbios.	73
Figura 52 - Resultado da malha em cascata com distúrbio interno.	73

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição de cada corrente para modelagem no <i>Aspen Hysys</i>	35
Tabela 2 - Resultados da fração de cloro após distúrbios na corrente alimentação.	53
Tabela 3 - Resultados dos modelos testados a partir dos dados da simulação dinâmica.	56
Tabela 4 - Parâmetros do PID do FIC-002 por tentativa e erro.	64
Tabela 5 - Parâmetros do PID do FIC-002 por Ziegler-Nichols.	66
Tabela 6 - Parâmetros do PID do FIC-002 por Cohen-Coon.	68
Tabela 7 - Parâmetros de PID da malha em cascata sem ganhos nos elementos de medição.	70
Tabela 8 - Parâmetros de PID da malha em cascata com ganhos nos elementos de medição.	72
Tabela 9 - Parâmetros de PID da malha em cascata com ganhos nos elementos com ajustes.	72

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Parâmetros dos controladores pelo primeiro método de Ziegler-Nichols.	31
Quadro 2 - Parâmetros dos controladores pelo primeiro método de Cohen-Coon.	32
Quadro 3 - Variação de parâmetros para obtenção da FT.	46

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AIC	Controlador Indicador e Analisador
AT	Transmissor Analisador
Cl ₂	Gás cloro
CO ₂	Dióxido de carbono
D	Distúrbio, Derivativo
E(s)	Erro
FC	Controlador Secundário
FIC	Controlador Indicador de Vazão
FPE	Final Prediction Error
FT	Transmissor de Vazão, Função de Transferência
FV	Válvula de Vazão
G(s)	Função de transferência no domínio de Laplace
G ₁	Função de transferência da planta
G ₂	Elemento final de controle
Gc ₁	Controlador primário
Gc ₂	Controlador secundário
H ₂	Gás hidrogênio
HCl	Ácido clorídrico
I	Integral
IAE	Integral Absolute Error
ITAE	Integral Time Absolute Error
K	Ganho estático
Kd	Ganho derivativo
Ki	Ganho integral
Kp	Ganho proporcional
L	Atraso ou Tempo morto
LC	Controlador Primário
MESH	Mass balances, Equilibrium relationships, Sum of compositions, and Enthalpy equations
MV	Variável Manipulada
NaCl	Cloreto de sódio (Salmoura)
NaOH	Hidróxido de sódio
P	Proporcional
PEM	Prediction Error Minimization
PID	Proporcional-Integral-Derivativo
Ppm	Partes por milhão
PV	Variável de Processo
PVC	Policloreto de Vinila
SP	Setpoint
T	Constante de tempo
U(s)	Transformada de Laplace de entrada
VOC	Volatile Organic Compounds
Y(s)	Transformada de Laplace de saída

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	14
2. OBJETIVO	16
2.1. Geral.....	16
2.2. Específicos	16
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	17
3.1. Descrição do Processo	17
3.2. Coluna de Dessorção	20
3.3. Controle de Processo	22
3.3.1. Estratégias de Controle	22
3.3.2. Função de Transferência.....	23
3.3.3. Tipos de Controladores.....	26
3.4. Sintonia de Controladores	29
3.4.1. Método Tentativa e Erro	29
3.4.2. Método de Ziegler-Nichols.....	30
3.4.3 Método de Cohen-Coon	32
4. METODOLOGIA	33
4.1. Simulação no Estado Estacionário.....	33
4.1.1. Coluna de Stripper.....	36
4.1.2. Trocador de Calor.....	38
4.1.3. Misturador (Mixer).....	40
4.1.4. Bomba de Água Clorada	40
4.1.5. Reciclo	41
4.2. Simulação Dinâmica no Aspen Hysys.....	42
4.3. Identificação da Função de Transferência	43
4.4. Sintonia dos Controladores.....	46
4.4.1. Sintonia por tentativa e erro.....	48
4.4.2. Sintonia por Ziegler-Nichols	48
4.4.3. Sintonia por Cohen-Coon	49
4.4.4. Comparação dos controladores por índices de desempenho	49
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	50
5.1. Simulação em Estado Estacionário no Aspen Hysys	50
5.2. Simulação Dinâmica no Aspen Hysys.....	54
5.3. Identificação da Função de Transferência	56
5.4. Sintonia dos Controladores.....	58

5.4.1. Sintonia do FIC-002 sem Ganhos dos Elementos	59
5.4.2. Sintonia da malha em cascata sem ganhos dos elementos	68
5.4.3. Sintonia da malha em cascata com os Ganhos dos Elementos.....	70
5.4.4. Aplicação de distúrbio na malha em cascata	73
6. CONCLUSÃO	75
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	77

1. INTRODUÇÃO

A indústria de cloro e álcalis é uma das mais antigas e fundamentais para o desenvolvimento econômico de muitos países, produzindo uma vasta gama de produtos químicos essenciais para diversos setores industriais. Baseada na eletrólise de salmoura (solução aquosa de cloreto de sódio), essa indústria gera dois produtos principais: cloro gasoso (Cl_2) e hidróxido de sódio (NaOH), também conhecido como soda cáustica, além do hidrogênio como subproduto (O'Brien *et al.*, 2005). Esses componentes são amplamente utilizados em processos como o tratamento de água, a produção de Policloreto de Vinila (PVC), a fabricação de papel, entre outros. Portanto, o papel dessa indústria é crucial tanto para o desenvolvimento econômico quanto para o avanço tecnológico, apesar dos desafios ambientais que enfrenta.

A eletrólise é um processo eletroquímico onde uma corrente elétrica é utilizada para induzir uma reação química que não ocorreria espontaneamente (O'Brien *et al.*, 2005). Esse processo produtivo é central na indústria de cloro e álcalis e pode ser realizado através de três técnicas comercialmente estabelecidas: células de mercúrio, células de diafragma e células de membrana.

Após a eletrólise, o cloro gasoso passa por várias etapas de processamento para ser adequado ao uso industrial e comercial. Essas etapas incluem resfriamento, compressão, secagem, purificação, entre outras. Na etapa de resfriamento, o cloro gasoso, que inicialmente está quente e pode conter vapor de água e outros gases, é resfriado em trocadores de calor para condensar a água presente, sendo então direcionado a uma torre de dessorção para separar o cloro gasoso dissolvido no líquido.

A dessorção de cloro e água é uma técnica utilizada para separar e purificar o cloro gasoso solubilizado em água condensada, baseada nas diferenças de volatilidade e adsorção, ocorrendo em colunas de dessorção ou *stripper*. Segundo Foust *et al.* (1982), dado que a concentração de soluto no líquido é elevada, ocorre a transferência de massa devido ao gradiente de concentração até que se atinja o equilíbrio. Para processos industriais, há diversos tipos de colunas de dessorção, cada uma com características específicas para diferentes aplicações e necessidades de separação.

As colunas de recheio e de pratos são dois tipos de colunas de separação usadas para dividir componentes de uma mistura gasosa, como cloro e vapor de água. A coluna de

recheio é ideal para aplicações em que se deseja maximizar o contato contracorrente entre o gás e o adsorvente, visando à remoção de água sem necessidade de condensação ou troca de massa complexa. Essa é frequentemente usada para desumidificar gases e, portanto, é a mais recomendada. Por outro lado, a coluna de pratos é mais adequada para processos que envolvem separações complexas baseadas em diferenças de volatilidade, exigindo uma interação mais detalhada entre fases gasosas e líquidas (Perry, 1999).

Para entender o funcionamento de um equipamento e propor um controle eficiente, é fundamental conhecer suas particularidades e especificações em regime estacionário, para depois realizar estudos em regime transiente por meio de simulações de processo. As modelagens em estado estacionário podem servir como ponto de partida para melhorar processos industriais e compreender o comportamento dos sistemas, como na implementação de estratégias de processo (Skogestad, 1992).

Na automação de processos, as ações de ajuste são realizadas pelos elementos finais, como válvulas, que atuam para regular ou corrigir as variáveis manipuladas ou diretamente no acionamento de equipamentos, como bombas. Esses dispositivos são essenciais para garantir que o sistema opere conforme projetado e para assegurar a segurança do processo (Ogata, 2010). Entre as técnicas mais utilizadas, destaca-se o Proporcional-Integral-Derivativo (PID).

O controlador PID combina três ações de controle: Proporcional (P), Integral (I) e Derivativo (D) que ajusta continuamente a saída para manter a variável controlada o mais próximo possível do valor desejado, tornando-o essencial em muitos processos industriais e sistemas de controle automático.

Assim, é crucial que os responsáveis estejam atentos às estratégias adequadas para lidar com variações de carga, momentos de baixa carga devido à baixa produção, entre outros fatores, a fim de minimizar perdas e maximizar a produção. As variáveis de interesse devem ser ajustadas para que o sistema responda rapidamente durante distúrbios operacionais que possam afetar as variações do processo.

Por fim, este trabalho tem como objetivo estudar e analisar um sistema de controle em cascata, com um controlador primário na composição do efluente e um controlador secundário na vazão de HCl de topo de uma coluna de *stripper* de cloro gasoso em água. Para isso, será utilizado um controlador do tipo PID, representado por um modelo teórico através de uma função de transferência.

2. OBJETIVO

2.1. Geral

Propor uma estratégia de controle em cascata em uma coluna de dessorção de cloro gasoso em água relacionando a alimentação de topo com a composição do efluente 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 Hysys*;
- Realizar a simulação do processo de dessorção de cloro gasoso solubilizado em água no estado transiente dentro do ambiente do *Aspen Hysys*;
- Coletar os dados da resposta do sistema (composição de saída) ao aplicar perturbações em degrau na variável manipulada (alimentação de topo) dentro do ambiente de simulação do *Aspen Hysys*;
- Identificar a função de transferência do comportamento da composição de saída a partir da alimentação de topo no MATLAB *System Identification*;
- Propor uma estratégia de controle em cascata dentro do ambiente do *Simulink* no MATLAB, além de sintonizar os controladores PID através de métodos existentes na literatura.

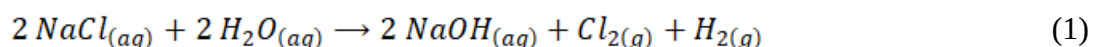
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Nos subtópicos seguintes, serão descritos a fundamentação teórica utilizada para embasar este trabalho. Dentre os assuntos que foram essenciais para este trabalho estão: Processo produtivo de cloro e álcalis, Operação da coluna de dessorção, Controle de processos, Função de transferência, Controladores e Sintonia de controladores

3.1. Descrição do Processo

A indústria de cloro-soda corresponde a uma das principais cadeias produtivas no mundo devido aos seus derivados serem utilizados em diversos ramos como a fabricação de papel, indústria alimentícia, mineração, metalurgia, indústria têxtil, saneamento, entre outros (Hou *et al.*, 2018; Yu *et al.*, 2021).

Seu princípio geral de funcionamento é a utilização de uma célula eletrolítica, ou seja, um dispositivo que realiza uma reação química não espontânea por meio da aplicação de uma corrente elétrica. Neste caso a reação em questão é a transformação de salmoura, mistura de água e sal (NaCl), em gás cloro (Cl₂), gás hidrogênio (H₂) e soda cáustica (NaOH) (Freitas; Bandeira; Magnabosco, 2020), como representado pela equação global abaixo:



Estes produtos são insumos importantes para setores como o saneamento, energéticos e químico (Abiclor, 2023). O gás hidrogênio, por exemplo, pode ser utilizado como uma fonte de energia devido a sua alta capacidade energética, como também pode ser utilizado como insumo junto com o cloro para produção de ácido clorídrico (Freitas; Bandeira; Magnabosco, 2020; Requena-Leal *et al.*, 2024).

O cloro desempenha um papel fundamental em diversas indústrias, sendo amplamente utilizado como desinfetante no setor de saneamento, como insumo na produção de PVC na indústria química e no controle de bioincrustação, entre outras aplicações (Kinani; Roumigières; Bouchonnet, 2022; Roy *et al.*, 2022).

Em 2022, sua produção no Brasil registrou um crescimento de aproximadamente 8,6% em relação a 2021, totalizando cerca de 1,016 milhão de toneladas. Enquanto a soda

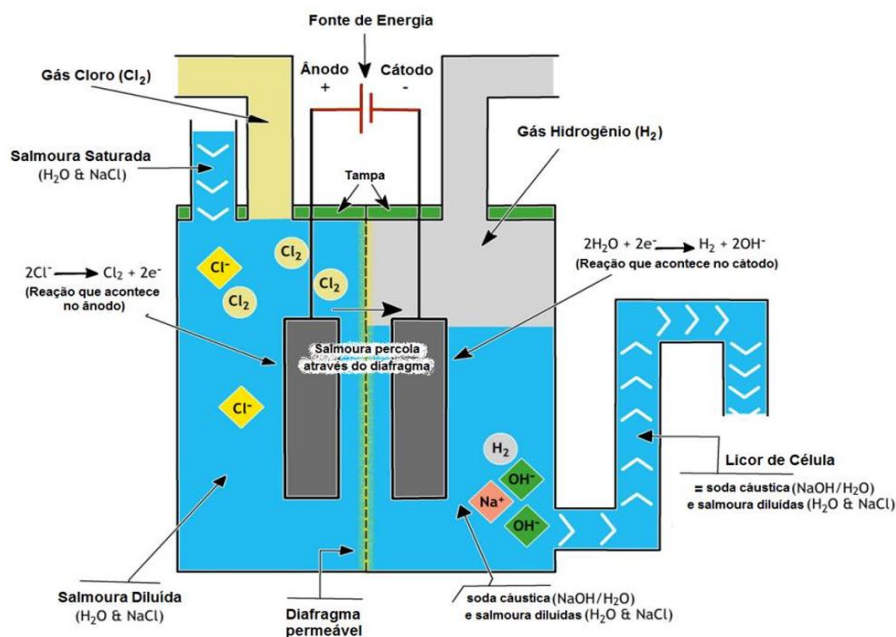
caustica apresentou neste mesmo período um aumento de 8,9% na produção nacional, com cerca de 1,112 milhão de toneladas (Abiclor, 2023).

A soda por sua vez, é bastante utilizada na neutralização de ácidos, no processo de purificação de derivados do petróleo, no branqueamento do papel e celulose, no processo de saponificação de gorduras e óleos para fabricação de sabão e na metalurgia com foco na indústria de alumínio (Freitas; Bandeira; Magnabosco, 2020; Lamarti *et al.*, 2022).

Dessa forma, para fabricar estes produtos a indústria de cloro e álcali tem três técnicas principais: as células de mercúrio, as de membrana e as de diafragma. As células de mercúrio foram amplamente utilizadas no passado devido à sua capacidade de produzir produtos de alta qualidade e em elevadas concentrações, como a soda cáustica a 50%.

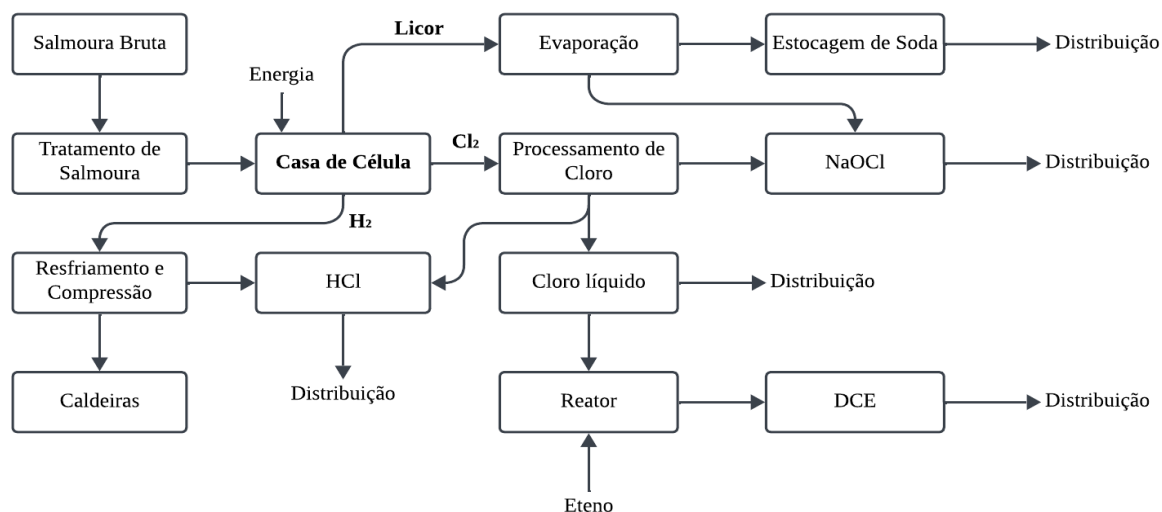
No entanto, essa tecnologia tem sido progressivamente substituída por alternativas mais seguras e sustentáveis. Em 2018, sua participação representava apenas 2,1% da capacidade instalada mundial, enquanto no Brasil, em 2020, esse percentual era de aproximadamente 10,5% (Freitas; Bandeira; Magnabosco, 2020). Isso ocorreu devido ao seu alto impacto ambiental, principalmente pelo risco de liberação de mercúrio no meio ambiente, o que representa uma ameaça à saúde humana e aos ecossistemas (Li *et al.*, 2021).

Dentre as outras duas técnicas, as células de diafragma correspondem à maior parte da indústria cloro-soda brasileira, correspondendo a 64,7% da produção (Freitas; Bandeira; Magnabosco, 2020). Nessas células, a salmoura é inserida no ânodo e atravessa um diafragma poroso para chegar ao cátodo. Esse diafragma tem a função de minimizar a mistura entre os produtos formados, permitindo a separação parcial entre os íons, Figura 1.

Figura 1 - Esquema de processo eletrolítico por diafragma.

Fonte: Andrade, 2006.

O processo produtivo, Figura 2, se inicia pela obtenção e purificação da salmoura através do tratamento de salmoura, seguida pela eletrolise nas casas de células. O licor de célula obtido não é puro o suficiente para ser comercializado e, portanto, passa por um processo de separação para a retirada do NaCl que é reaproveitado. Após isso, o licor segue para evaporadores múltiplos efeitos para ser concentrado até 50%.

Figura 2 - Processo simplificado da indústria de cloro-álcalis.

Fonte: Próprio autor, 2025.

O cloro obtido na eletrólise contém uma quantidade considerável de água junto a ele. Para realizar a sua purificação, esse é encaminhado a parte de resfriamento, em que praticamente a totalidade da água é condensada (Paffer, 2015). Após isso, o cloro ainda passa por etapas de filtragem, secagem com ácido sulfúrico, liquefação para após isso ser armazenado e então utilizado ou comercializado.

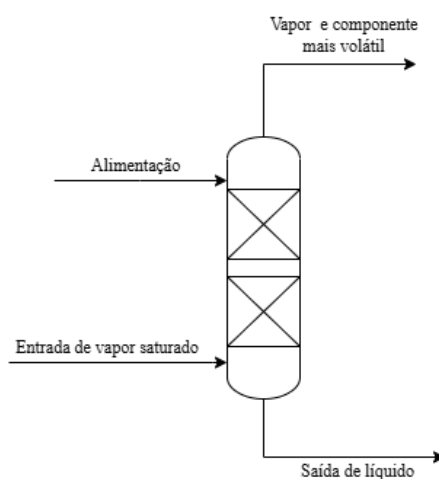
Entretanto, a água condensada na etapa de resfriamento contém uma quantidade de cloro gasoso solubilizado que não permite a aplicação de um sistema convencional de tratamento de efluentes, tendo que utilizar técnicas alternativas como a dessorção.

O sistema sugerido para a modelagem e identificação do modelo empírico, baseado em função de transferência, foi composto por uma torre de *stripper*, um trocador de calor economizador, uma bomba de água clorada, um reservatório de água clorada, além das correntes de água clorada, ácido clorídrico e vapor saturado.

3.2. Coluna de Dessorção

A dessorção, ou processo de *stripping* representada pela Figura 3, é uma operação unitária que realiza a transferência de massa entre fases de volatilidade distintas com objetivo de purificar uma solução através da transferência do contaminante para uma fase de maior afinidade química, realizando assim a purificação da solução inicial.

Figura 3 - Esquema simplificado de uma coluna de *stripper*.



Fonte: Próprio autor, 2024.

A dessorção está intrinsecamente relacionada com propriedades termodinâmicas. O seu princípio de funcionamento é baseado na solubilidade de gases em líquidos, de modo a ser equacionado pela Lei de Henry, visto ser diretamente proporcional à pressão parcial desse gás sobre o líquido. Ou seja, quanto maior a pressão do gás, maior será sua solubilidade no líquido, como mostrado na Equação 2. Já a Lei de Raoult trata da pressão de vapor de soluções, mas pode influenciar indiretamente a solubilidade de gases quando o solvente contém solutos. A presença de solutos diminui a pressão de vapor do solvente, o que pode afetar o equilíbrio de dissolução do gás, geralmente reduzindo sua solubilidade, Equação 1.

$$p_A = X_A \cdot P_A^* \quad (1)$$

$$C = k \cdot P \quad (2)$$

Onde:

p_A : pressão de vapor do componente A na solução;

X_A : fração molar do componente A na solução;

P_A^* : pressão de vapor do componente A puro;

C : concentração do gás na solução;

K : constante de Henry;

P : pressão parcial do gás.

Desse modo, a tecnologia de colunas de *stripper* é amplamente utilizada para remover componentes voláteis de misturas líquidas e gasosas, sendo aplicada no tratamento de efluentes contendo compostos orgânicos voláteis, VOC (*Volatile Organic Compounds*) (Ghoreyshi; Sadeghifar; Entezarion, 2014), regeneração de amônia (Chu; Su; Yang, 2020), purificação de Nafta (Al Mehairbi; Al Mahri; Dadach, 2020) e na separação de dióxido de carbono (CO_2) (Dikić *et al.*, 2023).

Uma modelagem semelhante da coluna de dessorção foi realizada por Rafael Bezerra, que coletou as informações e os parâmetros de cada corrente e dos equipamentos, e então modelou o sistema com o objetivo de estudar a correlação entre a vazão de vapor saturado no fundo e a temperatura no topo da coluna e sugerir um controle em cascata com dois controladores em série.

3.3. Controle de Processo

O controle de processos é uma área fundamental para o desenvolvimento de qualquer processo industrial. Isso, pois visa garantir a segurança, economia, qualidade e eficiência ao manter o processo de acordo com as condições ótimas do projeto (Kravaris; Kookos, 2021; SENAI, 2024).

Para isso, ele envolve a medição de variáveis que influenciam diretamente o comportamento e o desempenho do sistema estudado. Estas podem ser denominadas de Variável de Processo, PV (*Process Variable*), e Variável Manipulada, MV (*Manipulated Variable*).

A PV é o parâmetro do processo que está sendo monitorado e que se deseja manter no valor definido como ideal, ou *setpoint* (SP). Enquanto as MV são parâmetros que o sistema de controle utiliza para influenciar o processo de forma a manter a PV no SP (Ogata, 2010).

Dessa forma, no contexto do controle clássico, existem três principais estratégias definidas a partir da relação entre as MV, PV e SP: controle *feedback*, *feedforward* e cascata (Stephanopoulos, 1984).

3.3.1. Estratégias de Controle

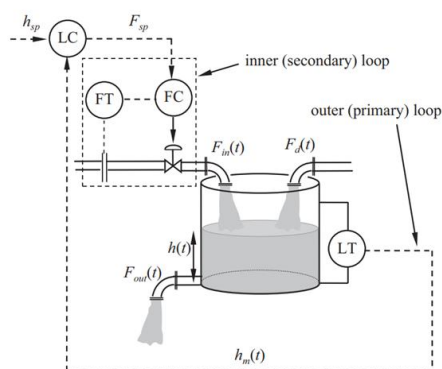
O controle *feedback* (retroalimentação), funciona a partir da retroalimentação do erro, ou seja, a diferença entre o SP e a PV, também chamada de desvio. Deste modo, a perturbação deve ocorrer primeiro para que o erro possa ser medido. O desvio mensurado é analisado pelo controlador que envia um sinal de saída para um elemento final de controle, por exemplo uma válvula, que irá alterar a MV para direcionar a PV ao SP.

Enquanto isso, no controle *feedforward* (antecipativo) a medição ocorre antes que a perturbação impacte o processo. Para que isto seja possível, variáveis de grande impacto no sistema são monitoradas para que seus valores sejam mantidos nos intervalos que causem a PV a se manter no SP.

Por fim, o controle em cascata é uma técnica avançada que utiliza dois ou mais controladores em série para melhorar a precisão e a estabilidade do sistema.

Estruturalmente, ele é dividido em controlador primário (Mestre) e controlador secundário (Escravo) (Seborg et al., 2003), conforme a Figura 4.

Figura 4 - Aplicação de controle cascata para controle de nível.



Fonte: Kravaris; Kookos, 2021.

No esquema de controle em cascata apresentado acima, o controlador primário (LC) monitora o desvio entre a PV e o seu SP utilizando essa informação para modificar o SP do controlador secundário (FC). Esse segundo controlador mede a variável intermediária, e ajusta a MV, o fluxo de entrada, com base no erro entre a leitura atual e o SP definido pelo controlador primário. Esse ajuste da MV influencia diretamente a PV principal, pois impactando o processo, e assim o nível no tanque, completando o ciclo de controle.

Para garantir o bom funcionamento desse sistema, a malha secundária deve responder mais rapidamente do que a malha primária. Dessa forma, variações menores na malha interna são aceitáveis, pois a malha externa irá corrigi-las conforme necessário (Seborg et al., 2003).

3.3.2. Função de Transferência

Na análise o controle de processos as funções de transferência (FT) são ferramentas matemáticas essenciais para modelar o processo e controlar sistemas dinâmicos por meio de equações que descrevem o seu comportamento.

As FT têm propriedades que são inerentes ao sistema, de modo que são necessárias apenas as informações da relação de entrada e saída do processo para estimar a saída para

diferentes tipos de entrada. Ademais, o seu comportamento não é afetado pelo tempo, uma vez que, por definição, após encontrada a FT na transformada de Laplace, a equação pode ser convertida em domínio do tempo ao aplicar a inversa de Laplace (Ogata, 2010).

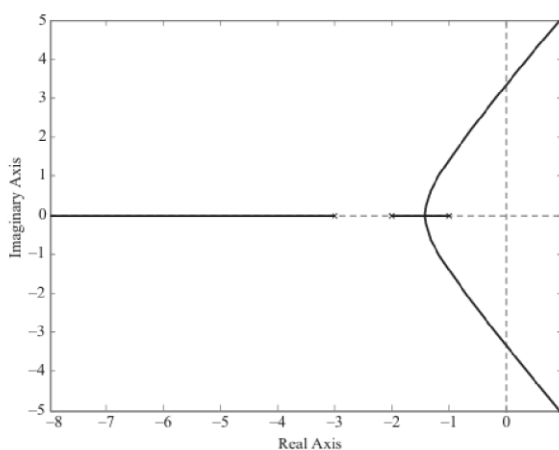
Uma função de transferência ($G(s)$) é definida como a razão entre a transformada de Laplace da saída ($Y(s)$) e a transformada de Laplace da entrada de um sistema ($U(s)$), (também chamada de perturbação), assumindo condições iniciais nulas. Matematicamente, é expressa na Equação 3:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} \quad (3)$$

A partir disso, é possível analisar a resposta do comportamento dinâmico do sistema utilizando diferentes tipos de entradas, $U(s)$ (degrau, rampa, impulso, etc.). As raízes das funções $Y(s)$ e $U(s)$ são importantes para o estudo da estabilidade do controle empregado. Os zeros da função $U(s)$ são denominados polos do sistema, e representam os pontos em que a $G(s)$ não está definida e tende ao infinito. Enquanto as raízes da função $Y(s)$ são denominadas de zeros de $G(s)$, e representam os pontos onde a função é nula.

Dessa maneira, pode-se determinar a condição de estabilidade do sistema ao observar os valores dos polos e zeros de $G(s)$. Os valores desses parâmetros podem ser vistos em um plano cartesiano com eixos real e imaginário, como demonstrado pela Figura 5.

Figura 5 - Diagrama do lugar das raízes e polos.



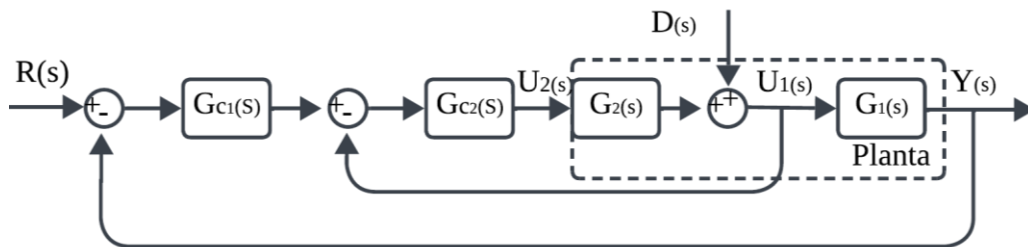
Fonte: Kravaris; Kookos, 2021.

Assim, para que o sistema seja estável a parcela real que compõe os valores de cada um dos n polos, representados pela Equação 4, de $G(s)$ deve ser negativa (Stephanopoulos, 1984).

$$G(s) = K \cdot \frac{(s - z_1)(s - z_2) \cdots (s - z_m)}{(s - p_1)(s - p_2) \cdots (s - p_n)} \quad n \geq m \quad (4)$$

Esse artifício matemático é tão útil para as estratégias de controle que todas elas podem ser representadas por um grupo de FT que se combinam para formar a malha de controle do sistema. Isso pode ser visto na Figura 6 para um sistema de controle cascata em que G_{C1} , G_{C2} , G_2 , G_1 e D são respectivamente as FT dos controladores primário e secundário, do elemento final de controle, do processo e o distúrbio aplicado no sistema, visto que há a transmissão de sinal durante o processo interno e externo.

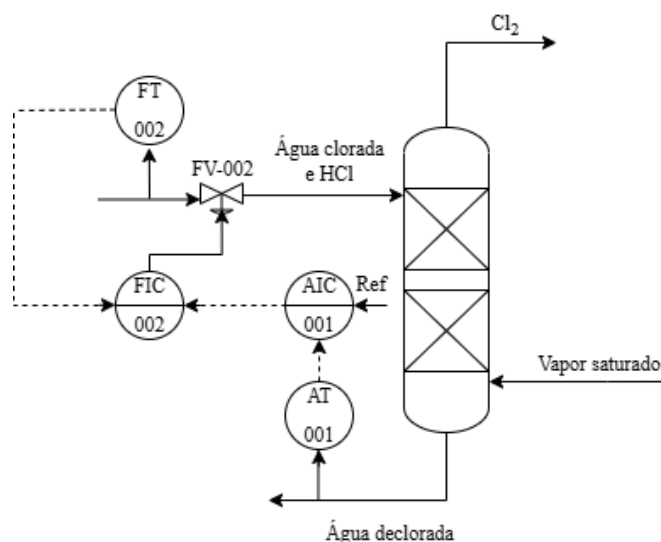
Figura 6 - Diagrama em blocos de um controle em cascata.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Como forma de otimização da coluna de dessorção, o processo controlado proposto será constituído de uma configuração em cascata onde o Controlador Primário, AIC-001, irá receber o ponto de medição do AT-001 para comparar com o valor de referência e gerar a saída que será o valor de ajuste do FIC-002. O Controlador Secundário recebe a leitura de vazão do FT-002 e atua na válvula de controle FV-002 de acordo com o Controlador Primário e com os distúrbios oriundos da malha interna, conforme representado na Figura 7.

Figura 7 - Configuração dos controladores em cascata da coluna de dessorção.



Fonte: Próprio autor, 2024.

Em relação ao AT-001 que fará a avaliação de 0 ppm de cloro na linha de água decolorada é recomendada a utilização de um transmissor específico que pode ser do tipo eletroquímico ou óptico. Os transmissores eletroquímicos amperométricos são ideais para medições contínuas de cloro livre ou dissolvido em fase líquida, oferecendo faixa de medição ajustável entre 0-10 ppm para alta sensibilidade em baixas concentrações. Esses dispositivos fornecem saída de 4-20 mA ou comunicação digital via protocolos HART/Foundation Fieldbus, além de contar com compensação automática de temperatura e pH para garantir maior precisão nas medições (Endess+Hauser, 2023).

Já para a instalação do transmissor requer cuidados específicos para garantir medições confiáveis. A sugestão é que o ponto de amostragem deve ser posicionado em uma linha de *bypass* da corrente de fundo, mantendo fluxo contínuo para evitar atrasos na resposta. Além disso, os materiais construtivos do transmissor, como *Hastelloy* ou PVDF, devem ser selecionados para resistir às condições agressivas do meio, incluindo presença de HCl ou água clorada (Endess+Hauser, 2023).

3.3.3. Tipos de Controladores

O controlador é, portanto, o dispositivo responsável por decidir a intensidade da mudança provocada na MV para que o sistema mantenha a PV no SP. Esta decisão pode ocorrer das mais diversas formas desde sistemas mais simples como controladores *on-off* a

mais complexos. Destes, existem aqueles que se utilizam de equações matemáticas que relacionam o sinal de erro recebido com o sinal de saída que deve ser ofertado ao elemento final de controle.

No controle clássico, as principais relações matemáticas utilizadas para estimar o sinal de saída do controlador são a proporcional, a integral e a derivativa em relação ao erro, ou desvio.

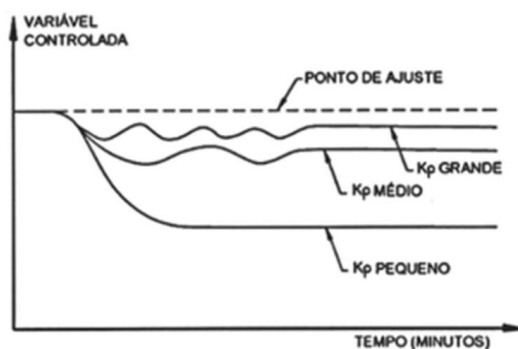
3.3.3.1. Controladores Proporcionais

Os controladores proporcionais (P) ajustam a saída com base na magnitude do erro, $E(t)$, de maneira proporcional a uma constante chamada de ganho proporcional (K_p). Isto proporciona ao controlador uma resposta ágil, já que quanto maior o erro encontrado, mais intenso será o sinal repassado para o elemento final de controle, como demonstrado na Equação 5.

$$u(t) = K_p \cdot E(t) \quad (5)$$

Porém, este tipo de estratégia não elimina completamente o erro estático, resultando em um desvio no novo estado estacionário chamado de *offset*. Este pode ser reduzido a partir do incremento de K_p , entretanto, isso também poderá causar instabilidades na ação do controlador proporcional, como mostrado na Figura 8.

Figura 8 - Resposta do controle proporcional a alteração do valor de K_p .



Fonte: Kiong, 1999.

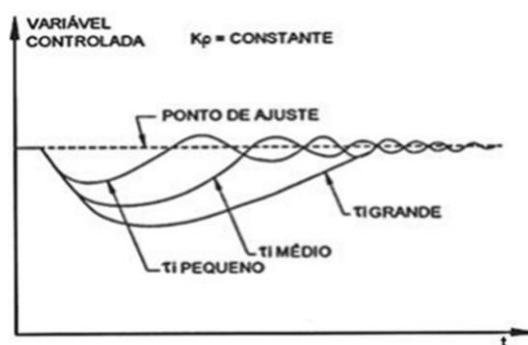
3.3.3.2. Controladores Proporcionais Integrais

Para resolver este dilema é adicionado a Equação 6 um ajuste a saída com base na soma acumulada do erro ao longo do tempo, ou erro integral. Essa forma elimina o erro estático, garantindo que o valor medido atinja o valor desejado no novo estado estacionário alcançado.

$$u(t) = K_p \cdot \left(e(t) + \frac{1}{\tau_i} \cdot \int e(t) dt \right) \quad (6)$$

Entretanto, este tipo de abordagem pode ser mais lento, por isso é importante escolher de maneira adequada os valores de K_p e τ_i , pois escolhas erradas podem gerar instabilidades oscilatórias de modo a não alcançarem o SP, como visto na Figura 9.

Figura 9 - Resposta do controle proporcional-integral a alteração do valor τ_i .



Fonte: Kiong, 1999.

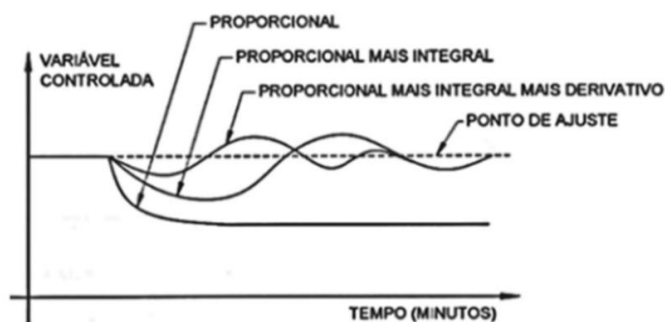
3.3.3.3. Controladores Proporcionais Integrais Derivativos

Por fim, para reduzir a influência da oscilação no processo de controle, pode se inserir um parâmetro derivativo que irá ajustar a saída com base na taxa de mudança do erro e assim melhorar a estabilidade do sistema e reduz oscilações, Equação 7.

$$u(t) = K_p \left(e(t) + \frac{1}{\tau_i} \cdot \int e(t) dt + \tau_d \cdot \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (7)$$

A combinação das ações proporcional, integral e derivativa desenvolve um controlador que junta todos os benefícios das três ações sendo capaz de agir de maneira rápida graças a ação proporcional, eliminar o *offset* graças a ação integral, e atenuar oscilações causadas na PV graças a ação derivativa (Alves; Tavares, [s.d.]), como visto na Figura 10. Entretanto reúne também os demais desafios de ajuste dos três parâmetros (K_p , τ_i e τ_d).

Figura 10 - Resposta de um processo a diferentes tipos de controle PID.



Fonte: Kiong, 1999.

3.4. Sintonia de Controladores

Dessa forma, a otimização do controlador, ou sintonia, é um processo fundamental para a qualidade da resposta, permitindo um ajuste de K_p , τ_i e τ_d de modo que o PID obtenha o desempenho desejado de maneira eficiente e estável. Para isso, existem diversas metodologias difundidas na literatura, por exemplo o método de tentativa e erro, método Ziegler-Nichols e Cohen-Coon.

3.4.1. Método Tentativa e Erro

No método de tentativa e erro a seleção dos parâmetros do controlador PID é realizada de maneira a otimizar seus benefícios (rapidez, estabilidade e precisão) e minimizar qualquer tipo de instabilidade (*offset* e oscilações) a partir do ajuste iterativo dos valores dos ganhos proporcional (K_p), integral (K_i) e derivativo (K_d).

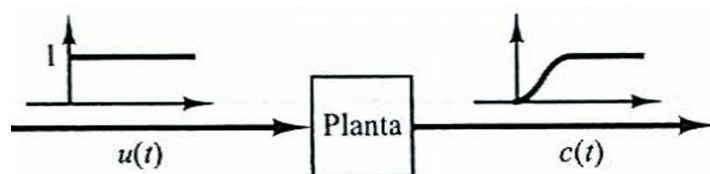
Primeiramente, é necessário encontrar o valor ideal de K_p , que é obtido através do aumento progressivo do seu valor até alcançar um ponto em que o tempo de subida e o erro em regime permanente (*offset*) sejam minimizados, sem comprometer a estabilidade do sistema. Após definir o K_p ideal, a variação de K_i é explorada de maneira similar para identificar o maior valor possível que garanta a resposta mais rápida, sem *offset* e sem oscilações. Finalmente, a configuração de K_d é otimizada de maneira análoga para minimizar oscilações ou variações indesejadas e maximizar a agilidade da resposta.

3.4.2. Método de Ziegler-Nichols

Entretanto existem métodos na literatura que permitem estimar de maneira mais precisa os parâmetros do controlador PID sem a necessidade de iterações. Um dos métodos consolidados na literatura é o de Ziegler-Nichols que determina os parâmetros fundamentais de controladores pela análise da resposta transiente de um sistema de controle. Este método pode ser aplicado tanto em sistemas cuja dinâmica é parcialmente desconhecida quanto em sistemas com dinâmica totalmente conhecida, e é dividido em dois métodos (Ogata, 2010).

O primeiro é relacionado a perturbação da planta a um degrau unitário. Se a curva de resposta a esse sistema tiver um aspecto em formato de S, como representado pela Figura 11, o método pode ser aplicado e caracteriza esta curva por duas constantes: o atraso ou tempo morto (L) e a constante de tempo do sistema (T).

Figura 11 - Aplicação de uma perturbação degrau a um sistema com resposta em S.

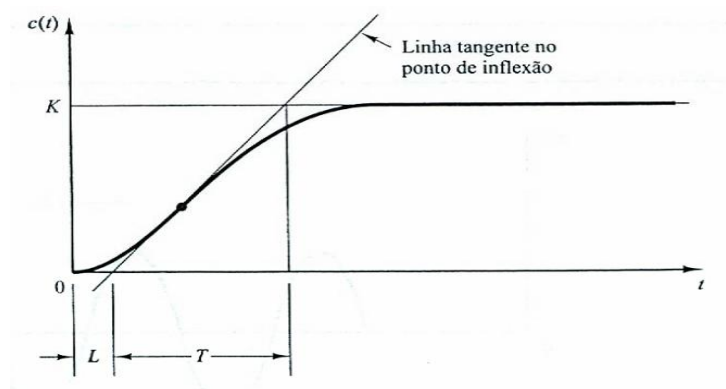


Fonte: Ogata, 2010.

Essas duas constantes podem ser obtidas pela reta tangente ao ponto de inflexão da curva resposta do sistema, Figura 12. A constante L é determinada pela interseção da reta tangente com o eixo do tempo, enquanto T é a partir da interseção entre a tangente e a reta

$c(t) = K$, em que K neste sentido denota o resultado da variação da resposta pela variação da perturbação sofrida pelo sistema, isto é, o ganho estático, mostrado na Equação 8.

Figura 12 - Obtenção dos parâmetros L e T do método de Ziegler-Nichols.



Fonte: Ogata, 2010.

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (8)$$

Ademais, também podemos definir a relação entre a constante de tempo e o tempo morto como descrito na Equação 9.

$$\theta = \frac{L}{T} \quad (9)$$

A partir da determinação dessas constantes, pode-se estimar os parâmetros para diferentes tipos de controladores (P, PI e PID) a partir do Quadro 1 determinada por Ziegler-Nichols.

Quadro 1 - Parâmetros dos controladores pelo primeiro método de Ziegler-Nichols.

Parâmetro	K_p	τ_i	τ_d
PID paralelo	$\frac{1,2}{K_p \theta}$	$2 \cdot L$	$0,5 \cdot L$

Fonte: Kiong, 1999.

3.4.3 Método de Cohen-Coon

O método de Cohen-Coon é baseado no primeiro método de Ziegler-Nichols, o da perturbação degrau do sistema em malha aberta. Este método, entretanto, é mais adequado para processos com tempo morto significativo. Assim, ajusta os parâmetros do controlador com base na resposta do sistema a um degrau de entrada, levando em consideração o tempo morto e a constante de tempo do processo (Ogata, 2010), como observado no Quadro 2.

Quadro 2 - Parâmetros dos controladores pelo primeiro método de Cohen-Coon.

Parâmetro	K_p	τ_i	τ_d
PID paralelo	$\frac{1}{K_p} \left(0,25 + \frac{1,35}{\theta} \right)$	$\frac{2,5 + 0,46 \cdot \theta}{1 + 0,61 \cdot \theta} \cdot L$	$\frac{0,37}{1 + 0,19 \cdot \theta}$

Fonte: Kiong, 1999

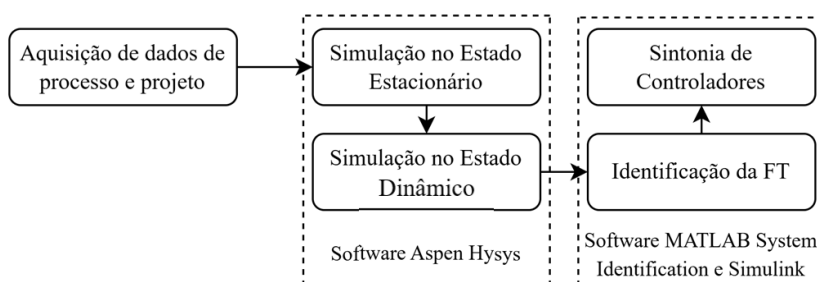
4. METODOLOGIA

A metodologia utilizada como estratégia de resolução segue a seguinte sequência: Modelagem e Simulação Estacionária do processo no *Aspen Hysys*; Simulação Dinâmica do processo no *Aspen Hysys*; Obtenção da FT que representa o sistema no MATLAB *System Identification*; e Obtenção dos parâmetros PID com o MATLAB *Simulink*.

Inicialmente, os dados para a modelagem da coluna de *stripper* foram obtidos de uma unidade de cloro-álcalis situada no Estado de Alagoas, sendo utilizados no *Aspen Hysys* para a realização das simulações estacionária e dinâmica do sistema e propor distúrbios para coleta dos dados de composição de fração de cloro a partir da variação na vazão de HCl. Com essas simulações, foi possível estimar a função de transferência do processo por meio da ferramenta *System Identification* do MATLAB e ajustar a malha de controle em cascata no *Simulink* do MATLAB, a partir da obtenção dos parâmetros PID dos controladores. Na Figura 13 está representado o fluxo do trabalho.

Todas as etapas desenvolvidas seguem nos próximos tópicos.

Figura 13 - Fluxograma das etapas desenvolvidas.

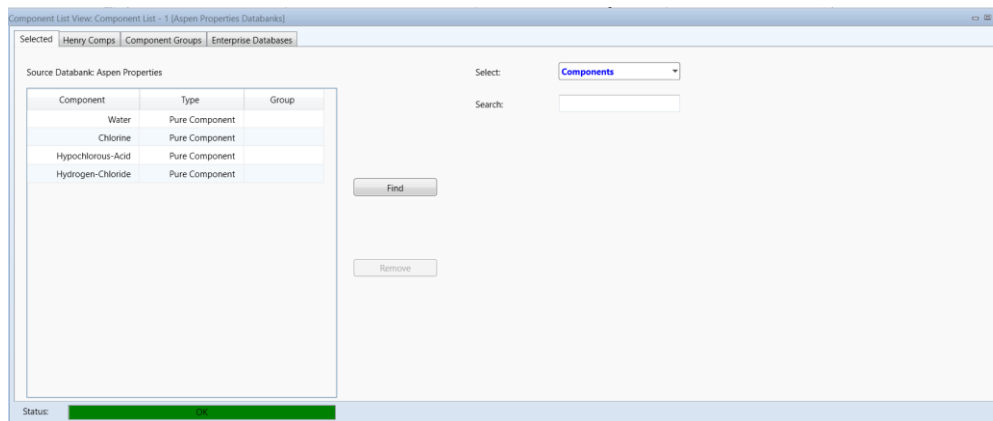


Fonte: Próprio autor, 2025.

4.1. Simulação no Estado Estacionário

Para dar início ao processo, foi necessário modelar o sistema de dessorção de cloro em meio aquoso no estado estacionário, utilizando o *software Aspen Hysys*. Para isso, foi fundamental definir o pacote de propriedades termodinâmico mais adequado para representar com precisão os componentes químicos envolvidos, Figura 14.

Figura 14 – Componentes químicos utilizados na modelagem.

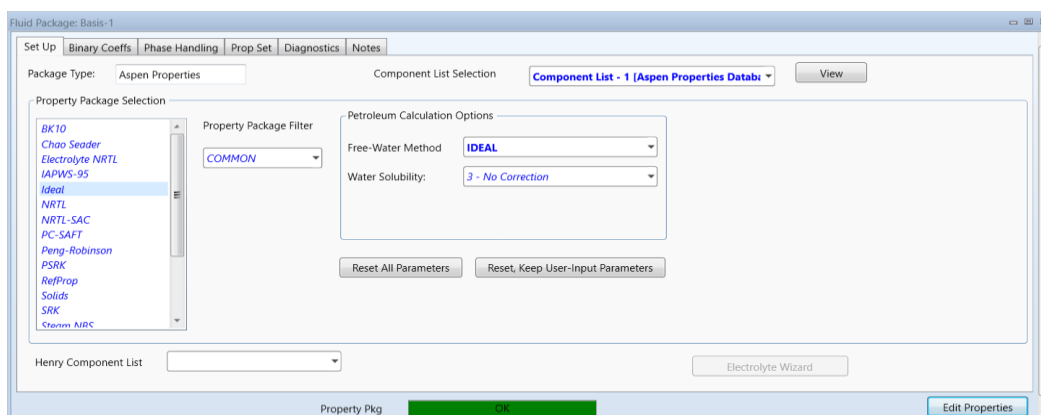


Fonte: Próprio autor, 2025.

Além da escolha do pacote de propriedades, Figura 15, também foi essencial selecionar equipamentos-chave para maximizar a separação do cloro, incluindo:

- Uma coluna de stripper;
- Um trocador de calor do tipo casco e tubo;
- Um misturador, representando o vaso coletor de água clorada;
- Uma bomba para o fluxo de água clorada.

Figura 15 - Pacote de propriedades termodinâmicas.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Ademais, a equação de estado que rege simulação foi configurada no *software* como um modelo dinâmico ideal. Esse método prevê o comportamento de sistemas em equilíbrio com base nas leis dos gases ideais, na Lei de Raoult e na Lei de Henry, que

adotam simplificações para permitir cálculos que nem sempre são aplicáveis a qualquer sistema.

Neste estudo, a utilização do modelo obteve viabilidade, pois o sistema opera em condições próximas à atmosférica, com uma leve pressão de vácuo e um soluto ideal.

O contexto refere-se a uma simplificação termodinâmica em que o sistema é tratado como comportando-se de maneira ideal. Essa abordagem assume que as interações moleculares entre os diferentes componentes da mistura (como água e cloro) são semelhantes às interações entre moléculas do mesmo componente. Em outras palavras, as forças intermoleculares entre as espécies presentes (A–A, B–B e A–B) são consideradas aproximadamente equivalentes, permitindo que o equilíbrio líquido-vapor (VLE) seja descrito com precisão pelas Lei de Raoult e Lei de Henry.

A baixa concentração de cloro, medida em partes por milhão (ppm), favorece a utilização dessa abordagem pois descreve o comportamento de gases dissolvidos em líquidos e sua relação com a pressão parcial, seguindo a Lei de Henry. Isso significa que o gás dissolvido exibe um comportamento próximo ao ideal, sem desvios significativos causados por interações fortes entre soluto e solvente. Além disso, as modelagens baseadas no modelo ideal podem ser um ótimo início para ter o entendimento da modelagem dinâmica do sistema, garantindo resultados confiáveis sem a necessidade de modelos mais complexos.

Assim, com o modelo termodinâmico e os componentes escolhidos, o passo seguinte foi especificar as correntes de entrada de casa linha de alimentação, vide Tabela 1.

Tabela 1 - Composição de cada corrente para modelagem no *Aspen Hysys*.

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

Fonte: Bezerra, 2024.

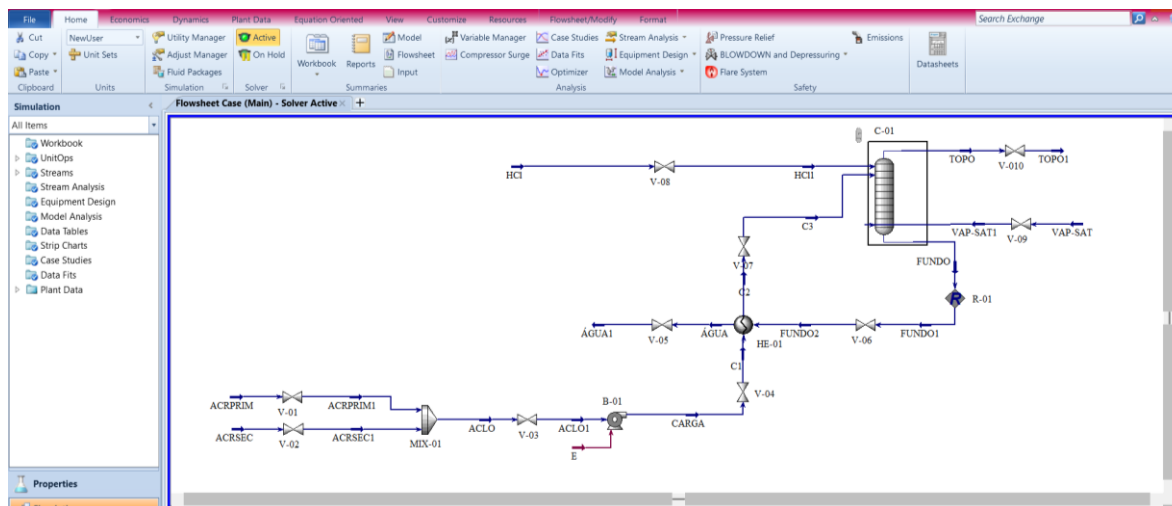
Onde:

- ACRPRIM - Corrente de alimentação de água clorada do resfriador primário;
- ACRSEC - Corrente de alimentação de água clorada do resfriador secundário;

- HCl - Corrente de ácido clorídrico utilizado para auxiliar o deslocamento para o lado dos produtos;
- VAP-SUP - vapor saturado para promover o aquecimento e dessorção da solução.

Assim, foi construído o ambiente de simulação em regime estacionário no *Aspen Hysys*, como visto na Figura 16 e, em seguida, explicitado os equipamentos utilizados.

Figura 16 - Simulação no estado estacionário no *Aspen Hysys*.



Fonte: Próprio autor, 2025.

4.1.1. Coluna de Stripper

Para a representação da coluna de *stripper* foi escolhido o tipo *Absorber* (C-01). Esta é uma versão simplificada que não possui *reboiler* e condensador; também foi configurado dois estágios de equilíbrio coexistindo nas fases líquido-vapor; e, na aba de correntes, foi definido para a corrente de vapor saturado (VAP-SAT1) entrar no fundo da coluna e o HCl (HCl1) juntamente com a carga de água clorada (C3) entrar no topo da coluna.

O modelo selecionado foi do tipo RadFrac, que proporciona uma simulação rigorosa de processos multifásicos, abrangendo operações de múltiplos estágios envolvendo fases líquida e vapor. Esse modelo baseia-se no conjunto de equações MESH (*Mass balances, Equilibrium relationships, Sum of compositions, and Enthalpy equations*), que considera balanços de massa, equações de equilíbrio líquido-vapor, somatório das frações molares e balanços de entalpia em cada seção de recheio da coluna.

Já o método utilizado a partir do pacote de propriedades escolhido para a coluna de *stripper* foi o *Basic-1*, o qual é uma abordagem simplificada de métodos termodinâmicos, adequada para sistemas ideais ou quase ideais, sendo amplamente utilizado em processos em que os desvios da idealidade são desprezíveis. Na fase vapor, esse pacote utiliza a equação de estado do gás ideal, enquanto na fase líquida assume uma solução ideal, desconsiderando interações complexas entre os componentes da mistura.

Além disso, esse pacote é especialmente adequado para sistemas diluídos, nos quais o gás absorvido está em baixa concentração e as forças intermoleculares não exercem influência significativa. Ademais, também é válido quando a pressão e a temperatura permanecem dentro de faixas que permitem que o comportamento ideal seja uma boa aproximação e quando a absorção ocorre sem reações químicas significativas.

No entanto, ele não considera coeficientes de atividade na modelagem da fase líquida que possa sofrer intensa dissociação em água, resultando em um comportamento altamente não ideal. Todavia, como a fase gasosa é predominante e a fase líquida é papel secundário, o *Basic-1* é suficiente. Em condições de simulações mais rigorosas, recomendado a adoção de um modelo baseado em coeficientes de atividade, como o NRTL ou o UNIQUAC (Aspen Technology, 2019).

Ao comparar o *Basic-1* com os pacotes NRTL e UNIQUAC, observa-se que esses últimos são baseados em coeficientes de atividade e, portanto, são mais adequados para representar sistemas líquidos não ideais.

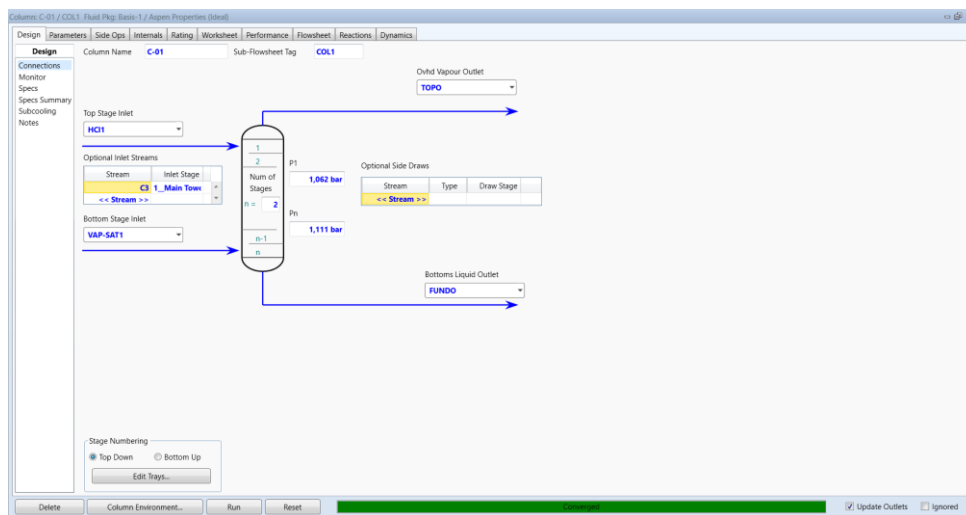
O modelo NRTL (Non-Random Two-Liquid) é amplamente utilizado para misturas líquidas não ideais, especialmente na presença de interações moleculares significativas. Ele considera a energia de interação entre pares de moléculas distintas e reconhece que a distribuição das moléculas na mistura pode ser localmente, não aleatória. Essa característica torna o NRTL particularmente eficaz na modelagem de misturas contendo eletrólitos, como o HCl em solução aquosa. Além disso, o modelo utiliza parâmetros de interação binária ajustados com base em dados experimentais, permitindo uma representação precisa da atividade dos componentes na fase líquida, essencial para prever adequadamente a separação na coluna de *stripper*.

Por sua vez, o modelo UNIQUAC (Universal Quasi-Chemical) também se baseia em coeficientes de atividade, considerando tanto efeitos combinatórios (relacionados ao tamanho e formato das moléculas) quanto interações residuais (associadas a forças intermoleculares específicas). Esse modelo é particularmente rigoroso para soluções

concentradas, onde os efeitos de empacotamento molecular desempenham um papel significativo. Embora seja uma alternativa ao NRTL, este último é frequentemente preferido quando há disponibilidade de parâmetros de interação binária bem ajustados para o sistema estudado.

Assim, na Figura 17 explicita as configurações e dados inseridos na coluna.

Figura 17 – Informações da coluna de *stripper*.



Fonte: Próprio autor, 2025.

A torre de stripper de água clorada modelada possui 6,0 m de altura e 2,0 m de diâmetro interno, sendo construída em fibra de vidro (FRP). Sua estrutura inclui duas seções de recheio do tipo selas INTALOX, projetadas para otimizar a eficiência da separação. Além do mais, as entradas da torre são compostas por uma alimentação de vapor com 4'' de diâmetro e uma alimentação de água clorada com ácido clorídrico, que possui 6'' de diâmetro. Já a pressão na coluna foi especificada em um diferencial de pressão de 0,005 bar, abaixo pressão atmosférica, em relação a entrada de uma das correntes nos pratos da coluna, garantindo uma operação eficiente e evitando problemas operacionais.

4.1.2. Trocador de Calor

O trocador de calor utilizado é do modelo Heat Exchange (HeatX) (HE-01) do tipo casco e tubo, com dois passos nos tubos e um no casco. Ele é usado para simular a troca térmica entre dois fluxos de processo com base teórica na primeira lei da termodinâmica,

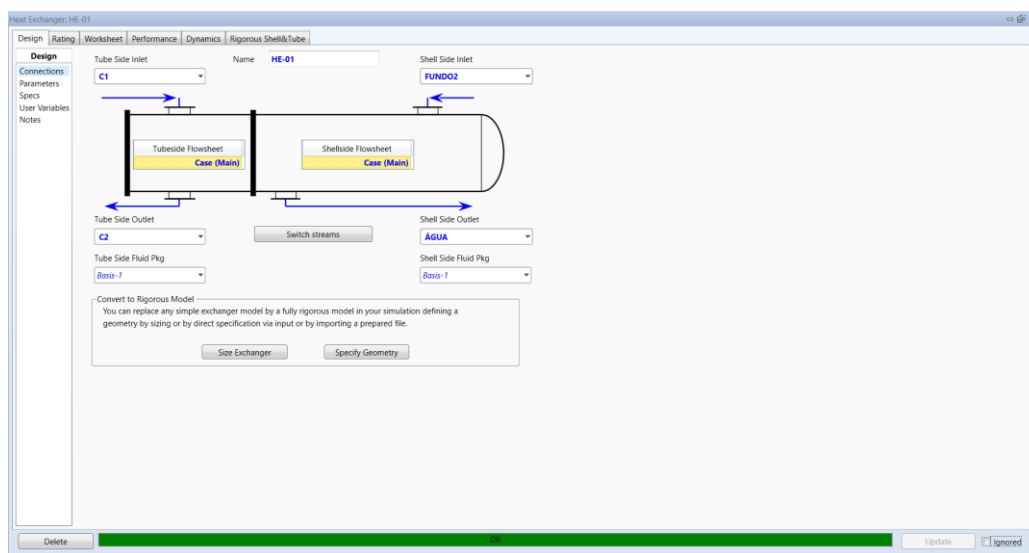
realizando o balanço de energia entre os fluxos quente e frio para garantir uma transferência eficiente de calor, permitindo desde cálculos simplificados até análises mais rigorosas, proporcionando flexibilidade na simulação (Aspen Technology, 2019).

Esse tipo de equipamento permite a definição de parâmetros fundamentais, como coeficiente global de troca térmica (U), área de troca (A) e efetividade. Além disso, operou com a especificação de temperatura do fluido frio foi de 60 °C para garantir a convergência dos cálculos.

Para essa operação unitária foi definido o modelo *Simple and Point*, que é uma abordagem simplificada usada na simulação de trocadores de calor. Ele permite calcular a troca térmica entre dois fluxos sem considerar detalhes geométricos do equipamento, tornando a simulação mais ágil e eficiente (Aspen Technology, 2019).

No mais, inserção da corrente de carga nos tubos (C1 e C2) e reciclo da coluna de dessorção (FUNDO2) e corrente majoritariamente composta por água (ÁGUA), Figura 18.

Figura 18 - Informações do trocador de calor.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Ademais, também foi selecionado o *First Tube Pass Flow Direction*, em *Counter*, para determina o sentido do fluxo no primeiro passe do lado dos tubos dentro do trocador de calor em contracorrente com o fluido do casco, sem queda de pressão (Aspen Technology, 2019).

Nesse arranjo, o fluido quente entra por uma extremidade do casco, enquanto o fluido frio é alimentado na extremidade oposta dos tubos. Essa disposição maximiza a

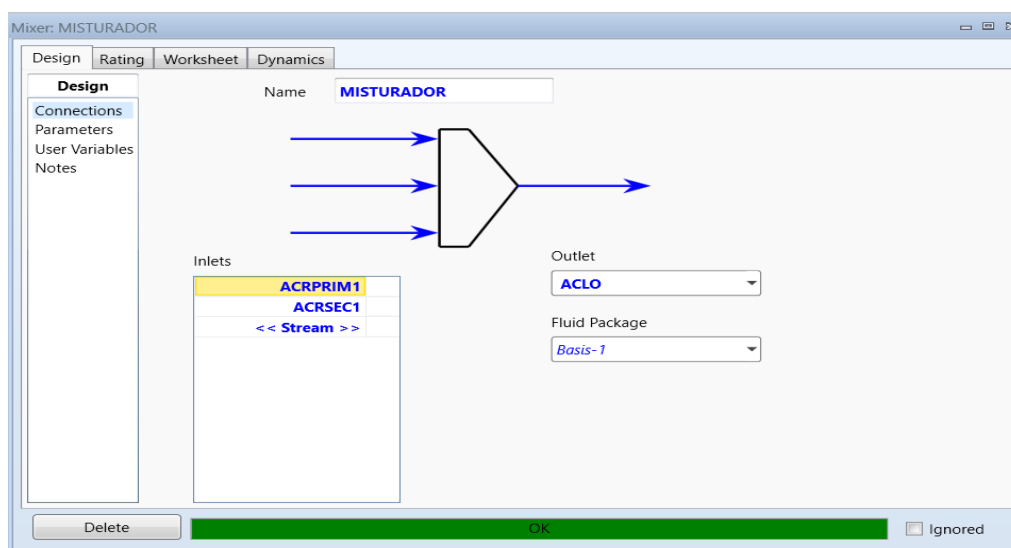
diferença de temperatura ao longo do equipamento, tornando a troca térmica mais eficiente.

4.1.3. Misturador (Mixer)

No sistema, foi incorporado um misturador (MIX-01) para unir as correntes de água provenientes do resfriador primário e do resfriador secundário, garantindo a homogeneização do fluido de alimentação. Após essa etapa, a mistura é armazenada e posteriormente direcionada à corrente de carga da coluna de *stripper*, sendo impulsionada por uma bomba.

Sem configurações adicionais, as propriedades dos fluidos de entrada, como composição e pressão, são preservadas na saída do misturador, Figura 19.

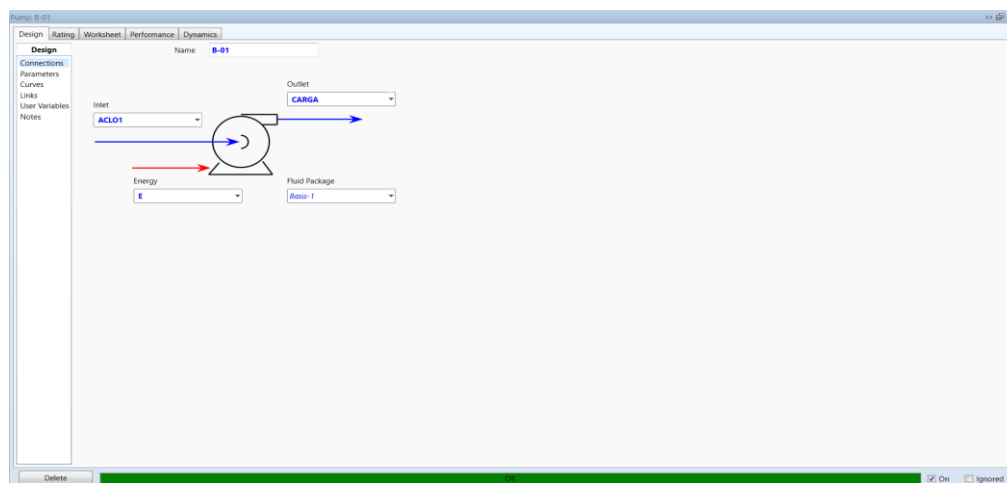
Figura 19 - Informações do misturador.



Fonte: Próprio autor, 2025.

4.1.4. Bomba de Água Clorada

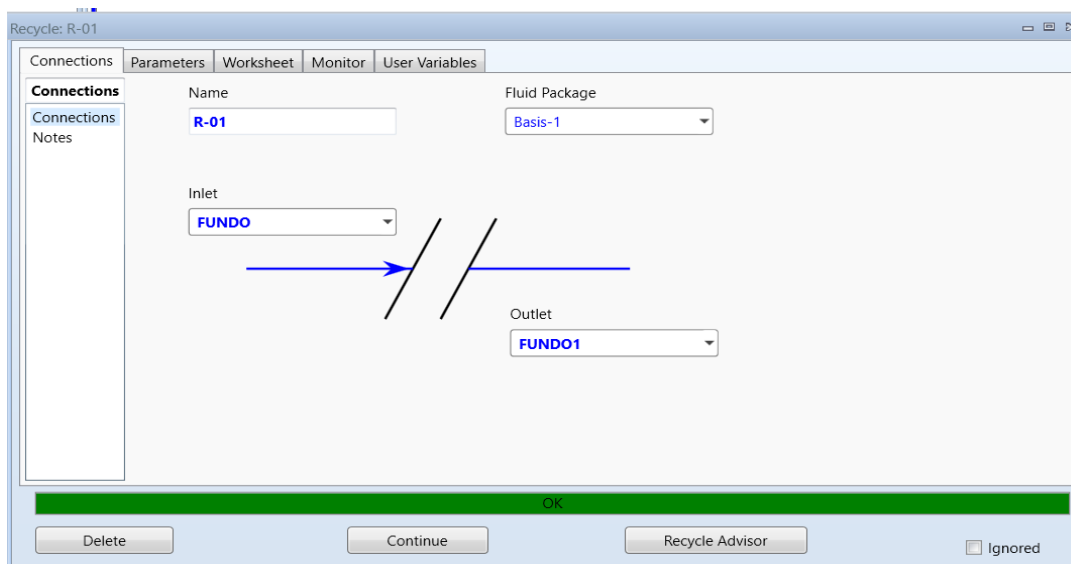
Após o misturador, foi selecionada uma bomba (B-01) para alimentar o trocador de calor. Nesse processo, não houve perda de pressão entre as linhas, nem necessidade de adição de energia, operando com 100% de eficiência. A bomba recebe a corrente de água clorada misturada (ACLO) e descarrega o fluxo que posteriormente alimentará a coluna (CARGA), Figura 20.

Figura 20 - Informações da bomba.

Fonte: Próprio autor, 2025.

4.1.5. Reciclo

E, no mais, a última operação unitária adicionada foi o reciclo (*Recycle*), R-01, que é uma estratégia comum, visto que a corrente que sai do fundo da coluna (FUNDO) e a redireciona para um trocador de calor (HE-01), onde passa pelo casco, enquanto outra corrente de carga (C1) circula pelos tubos. Essa configuração permite a transferência de calor entre essas correntes para atingir o valor necessário de 60 °C na alimentação, Figura 21.

Figura 21 - Informações do reciclo.

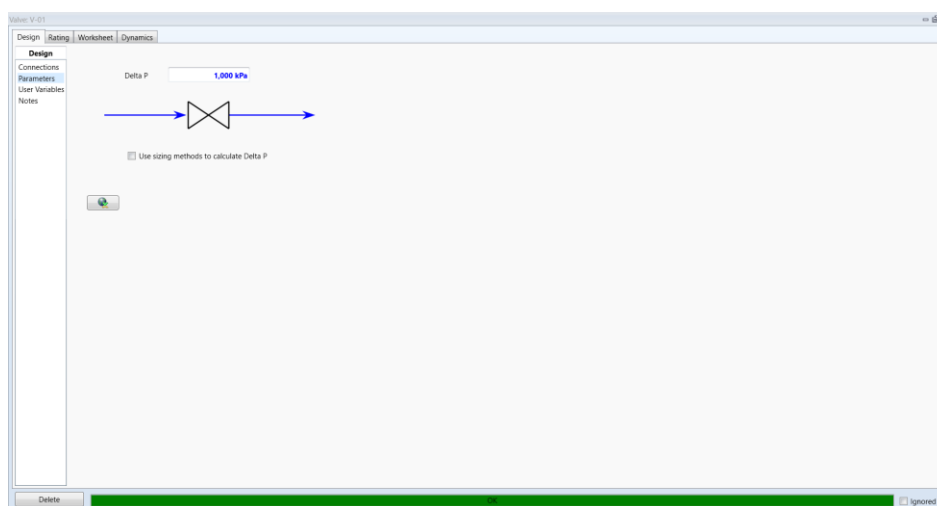
Fonte: Próprio autor, 2025.

Esse bloco de reciclo tem a função de reintegrá-la ao processo de forma controlada, garantindo que o balanço de massa e energia seja corretamente calculado, facilitando nos cálculos de convergência para garantir a estabilidade, reduzindo as perdas e o consumo energético.

4.2. Simulação Dinâmica no Aspen Hysys

Findado a simulação estacionária, o modo dinâmico foi ativado na aba *Dynamics* do *Aspen Hysys*. Dentre as formas de orientar uma simulação dinâmica, a escolhida foi por queda de pressão especificada nas válvulas, como exemplo a Figura 22, de modo a induzir um diferencial de pressão em cada ponto da corrente. Em cada válvula, foram definidos uma queda de pressão mínima de 0,01 bar ou 1 kPa e a fase química dos componentes envolvidos.

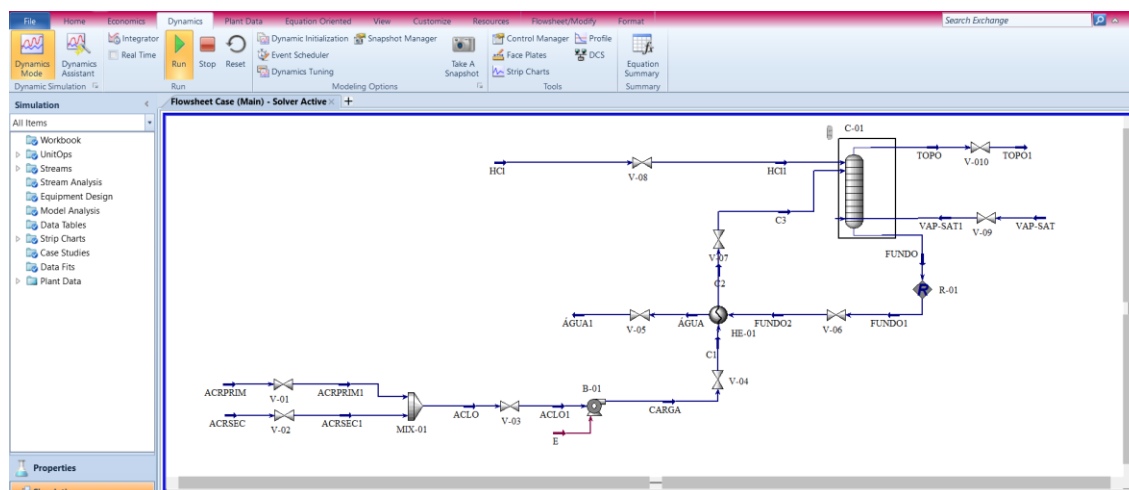
Figura 22 - Queda de pressão na V-01.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Após isso, no ambiente de simulação dinâmica foi aplicada uma perturbação em malha aberta (sem a inclusão de controladores) na corrente de HCl, com o objetivo de observar o comportamento da composição de cloro do fundo da coluna, Figura 23. A perturbação em degrau aplicada foi de 200 kg/h, aumentando a vazão de HCl de 500 kg/h para 700 kg/h. Para viabilizar essa alteração, as demais especificações e propriedades foram mantidas livres de alterações.

Figura 23 - Simulação no estado transiente.



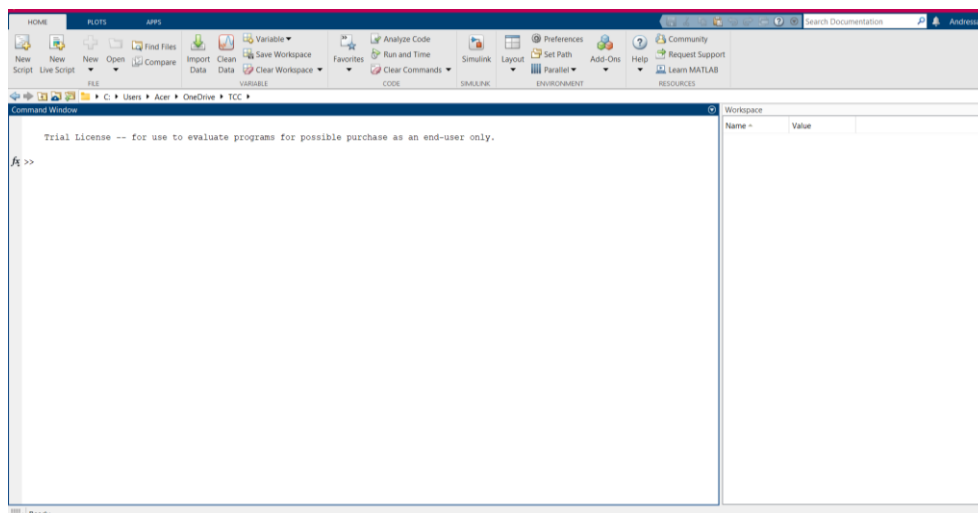
Fonte: Próprio autor, 2025.

Antes de iniciar a operação em regime transiente, o modo de inicialização (*Initialization Mode*) foi executado para equilibrar e nivelar todas as variáveis do sistema. Este é identificado como *Dynamics Assistant*, o qual facilita a transição de uma simulação em estado estacionário para uma simulação dinâmica, além de auxiliar na configuração e no gerenciamento de controladores, variáveis e parâmetros necessários para a análise dinâmica de processos, fazendo a verificação automática dos equipamentos e correntes e validando a operabilidade em modo dinâmico, identificando possíveis problemas ou inconsistências.

4.3. Identificação da Função de Transferência

A versão do MATLAB utilizada foi a 24.2.0.2863752 (R2024b) *Update 5*. Após a geração dos dados através da simulação dinâmica no *Aspen Dynamics*, onde foi aplicada uma perturbação em degrau na vazão de HCl, esses dados foram importados para o MATLAB com o objetivo de obter a função de transferência do processo, como mostra na Figura 24 a interface do referido *software*.

Figura 24 - Interface do MATLAB.



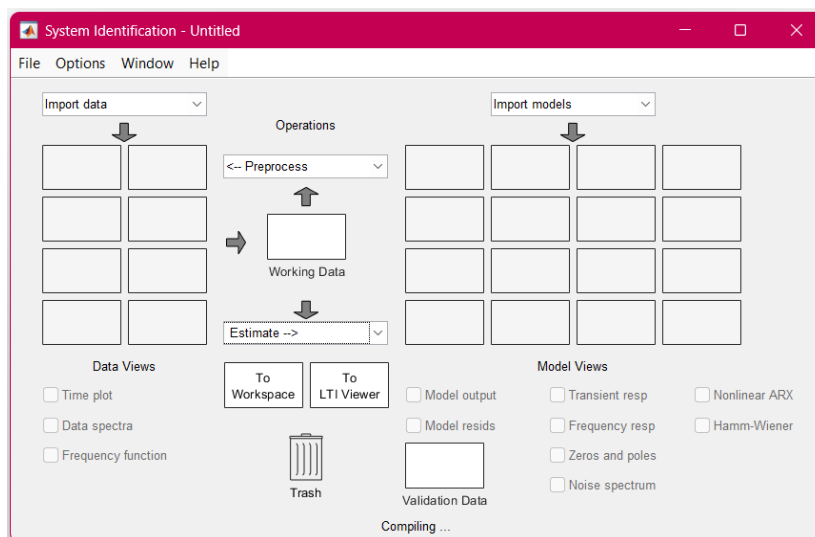
Fonte: Próprio autor, 2025.

Assim, na aba *Plot* requisitado o *toolbox System Identification*, que permite a construção de modelos matemáticos a partir de sistemas dinâmicos, utilizando apenas dados de entrada e saída do processo. Nesse caso, a construção do modelo dinâmico será com uso de dados da simulação transiente, aplicando técnicas como a máxima verossimilhança e a minimização de erros de previsão (PEM - *Prediction Error Minimization*).

De posse de todas as informações necessárias, foi realizado a importação dos dados no *System Identification* os dados de entrada (alimentação de HCl) e de saída (composição de fundo de cloro) foram importados para a *toolbox*, Figura 25. A ferramenta oferece três tipos de dados para identificação de sistemas:

- Dados de entrada e saída no domínio do tempo;
- Dados de entrada e saída no domínio da frequência;
- Dados de resposta em frequência (FRP).

Para este estudo, os dados foram importados no domínio do tempo, uma vez que são resultados foram obtidos da simulação dinâmica realizada.

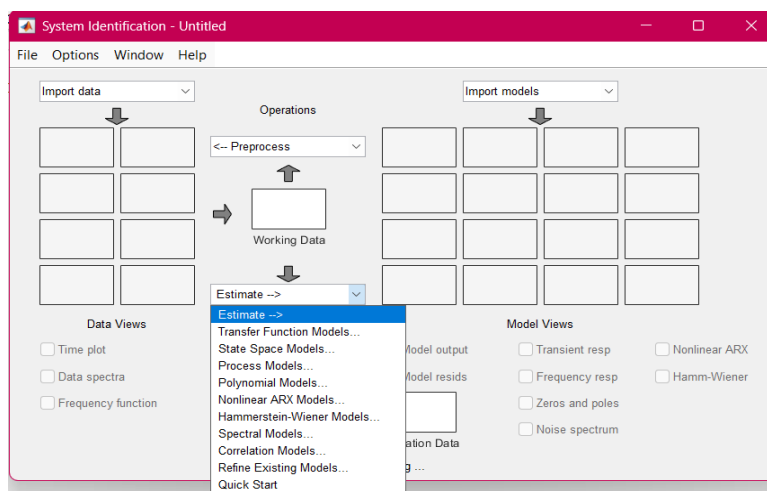
Figura 25 - Interface do System Identification.

Fonte: Próprio autor, 2025.

Além disso, foi necessário especificar dois parâmetros principais exigidos durante a importação:

- *Starting time*: Refere-se aos atrasos existentes no sistema;
- *Sampling interval*: Corresponde ao intervalo de tempo entre a geração de um dado e outro durante a simulação ou experimento.

No caso da simulação no *Aspen Dynamics*, o intervalo de tempo adotado foi de 1 segundo Figura 26.

Figura 26 - Tipos disponibilizados para estimar modelos no System Identification.

Fonte: Próprio autor, 2025.

Já para a estimação da função de transferência, a *toolbox* oferece uma aba específica para modelos de processo. Nessa aba, foram variados os parâmetros de polos, zeros e atraso (*delay*) para modelos de função de transferência de primeira e segunda ordem, conforme detalhado no Quadro 3.

Quadro 3 - Variação de parâmetros para obtenção da FT.

Nº	Pólos	Zeros	Delay
1	1	0	Não
2	1	1	Não
3	1	0	Sim
4	1	1	Sim
5	2	0	Não
6	2	1	Não
7	2	0	Sim
8	2	1	Sim

Fonte: Próprio autor, 2025.

Com isso, para a geração do modelo, o treinamento é realizado automaticamente pelo programa, que retorna os resultados da comparação entre os dados de treinamento e os dados de teste, além do valor final do erro de previsão (FPE - *Final Prediction Error*).

4.4. Sintonia dos Controladores

Determinada a função de transferência do processo, foi necessário definir a função de transferência da válvula de HCl. Para uma válvula de controle com atuador pneumático, o modelo de função de transferência pode ser representado por uma função de primeira ordem, conforme a Equação 10, onde:

$$G_v = \frac{X(s)}{U(s)} = \frac{K_v}{\tau_v \cdot s} \quad (10)$$

Onde:

- K_v : Ganho da válvula, que representa a razão entre a variação do sinal de saída do atuador e a variação do sinal de entrada recebido pelo atuador.

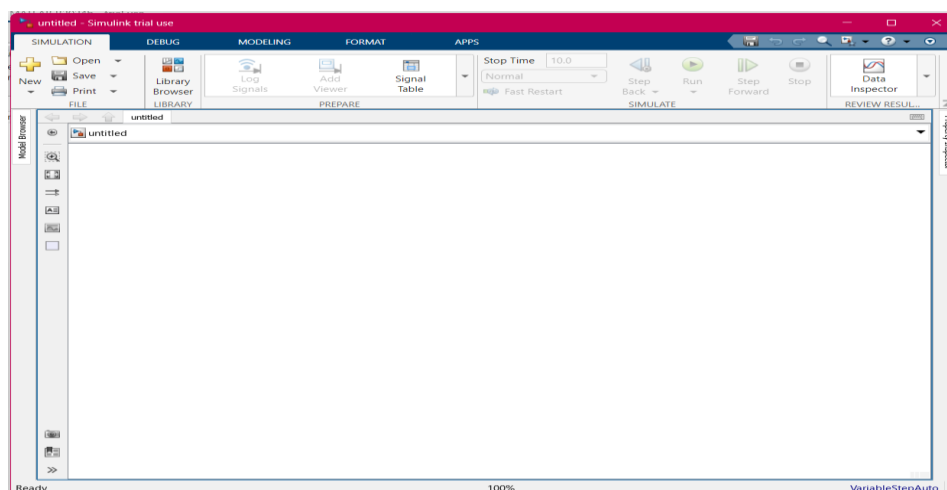
- Tv: Constante de tempo da válvula, que descreve a rapidez com que a válvula responde a uma solicitação de modulação.

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

Assim, com todos os ganhos e funções de transferência definidos, o sistema de controle foi configurado no software *Simulink*, versão 24.2.0.2863752 (R2024b) *Update 5*. Este é uma extensão do MATLAB à qual é utilizada para modelagem, simulação e análise de sistemas dinâmicos. Ele oferece um ambiente gráfico baseado em blocos pré-definidos na *Library Browser* que permite aos usuários criar modelos de sistemas complexos de maneira intuitiva e eficiente (MATLAB, 2024).

Além disso, o permite a simulação dinâmica, onde o comportamento do sistema pode ser analisado ao longo do tempo, com a possibilidade de ajustar parâmetros e condições iniciais para estudar diferentes cenários (MATLAB, 2024), o que pode ser visualizado na interface da ferramenta Figura 27.

Figura 27 - Interface do Simulink.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Os principais blocos utilizados neste trabalho foram: PID para especificar os controladores; *Step* para aplicar perturbações em degrau ao sistema; *Transfer Function*

para definir as funções de transferência; *Scope* para visualizar os resultados das simulações; e *Sum* para somar as correntes de controle.

Após a criação de todo o sistema de controle no *Simulink*, os controladores foram sintonizados, e os métodos de sintonia foram comparados para avaliar seu desempenho.

4.4.1. Sintonia por tentativa e erro

Para ajustar os parâmetros dos controladores PID, inicialmente variou-se o valor do ganho proporcional (K_p) em ambos os controladores, mantendo os termos integral (K_i) e derivativo (K_d) próximos de zero, de modo a observar os efeitos dessa variação no sistema. Em seguida, o parâmetro integral foi ajustado, enquanto o termo derivativo permaneceu zerado. Por fim, o parâmetro derivativo foi calibrado, seguindo o procedimento descrito na seção 3.4.1.

Ademais, vale destacar que o controlador de vazão, que atua como controle secundário, deve apresentar uma resposta mais rápida em comparação ao controlador de composição de fundo de cloro, que funciona como controle primário. Dessa forma, durante o processo de sintonia por tentativa e erro, os valores atribuídos aos parâmetros do controlador foram escolhidos para garantir uma resposta mais ágil do que aquela obtida no controlador da linha de fundo da coluna.

4.4.2. Sintonia por Ziegler-Nichols

Para implementar o método de sintonia de Ziegler-Nichols, foi necessário extrair os parâmetros da curva de reação do sistema. Isso foi feito traçando uma reta tangente no ponto de inflexão da curva, seguindo o procedimento detalhado na seção 3.4.2, com o sistema operando em malha aberta. A simulação foi realizada no ambiente *Simulink* do MATLAB, onde uma perturbação em degrau unitário foi aplicada diretamente à função de transferência do sistema. Após a configuração e execução da simulação, os resultados foram analisados, e as variáveis necessárias para calcular os parâmetros dos controladores foram obtidas.

4.4.3. Sintonia por Cohen-Coon

No método de Cohen-Coon, os dados extraídos da curva de reação do sistema, previamente utilizados para o método de Ziegler-Nichols, foram reaproveitados para determinar os parâmetros de ajuste. Os valores empregados para calcular os parâmetros dos controladores PID seguiram as diretrizes apresentadas na seção 3.4.3.

4.4.4. Comparação dos controladores por índices de desempenho

Para comparar o desempenho dos controladores sintonizados, foram utilizados índices de desempenho quantitativos, especificamente o IAE (*Integral Absolute Error*) e o ITAE (*Integral Time Absolute Error*), conforme as Equações 11 e 12. Estas métricas foram calculadas no MATLAB por meio da combinação de blocos como o *integrador*, o *clock* (para medição do tempo) e o *absolute* (para obter o valor absoluto do erro). A análise desses índices permitiu avaliar a eficácia de cada método de sintonia na redução do erro e no tempo de resposta do sistema.

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

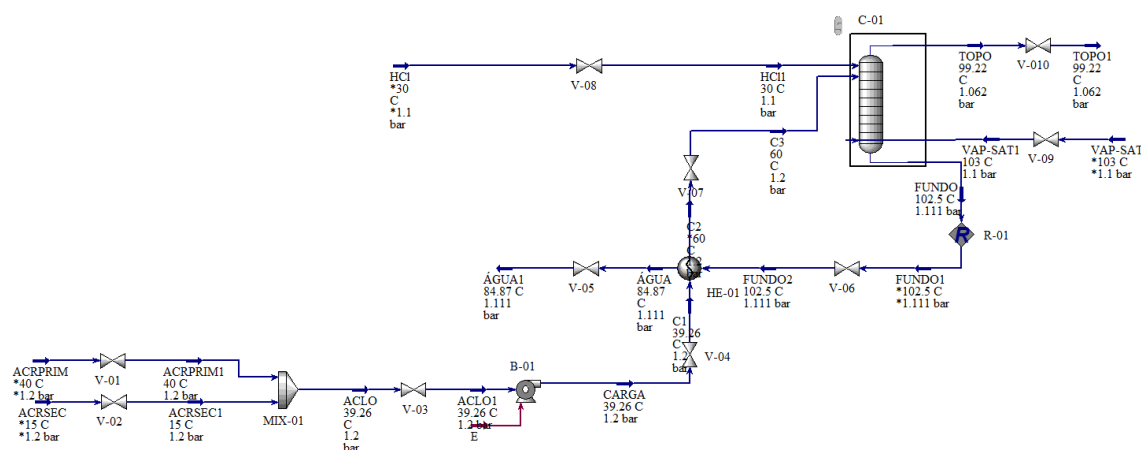
$$ITAE = \int t|e(t)| dt \quad (12)$$

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Simulação em Estado Estacionário no Aspen Hysys

Ao modelar o sistema em estado estacionário, a simulação foi iniciada no modo *Solver Active*, localizado na aba *Home*. Esse modo realiza a convergência entre as correntes e os equipamentos do sistema, indicando sucesso quando as linhas de alimentação e saída mudam de azul claro para azul escuro. Outro indicativo de convergência é observado ao selecionar os equipamentos, onde um retângulo verde com a mensagem *Converged* ou *OK* aparece abaixo da janela de configuração. Com a convergência concluída, os resultados foram gerados, permitindo a visualização das variáveis de temperatura e pressão de cada corrente diretamente no *flowsheet*, como pode ser visualizada na Figura 28.

Figura 28 - Resultados termodinâmicos de cada corrente da simulação estacionário.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Por conseguinte, a Figura 29 obtidas a partir desta simulação mostram o perfil de composição de cloro em cada estágio de equilíbrio da coluna.

Figura 29 - Perfil de composição de cloro dentro da coluna ao longo do eixo y.

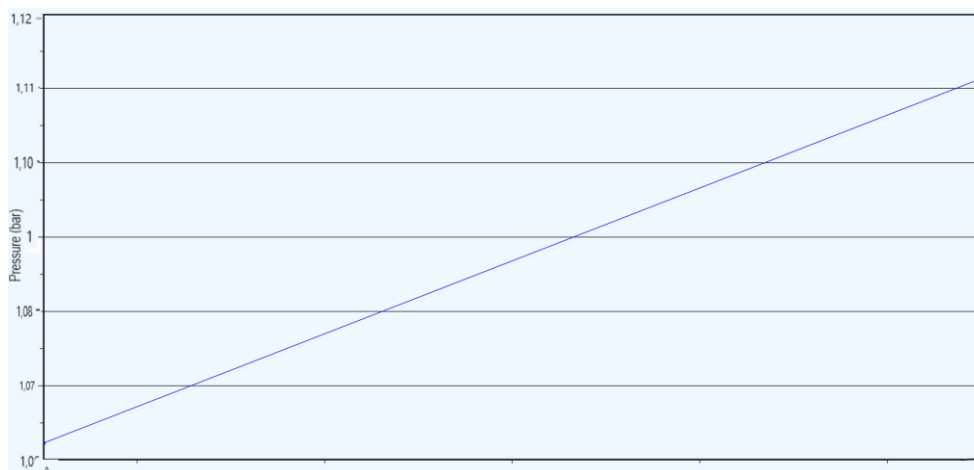


Fonte: Próprio autor, 2025.

Nessa figura, o cloro entra na coluna pelo topo no primeiro estágio, onde ocorre a entrada da mistura de água clorada com ácido clorídrico, predominantemente na fase aquosa. À medida que o fluido desce pela coluna, ele entra em contato com o vapor saturado, que sobe em contracorrente. Esse contato permite que o vapor capture o cloro da fase gasosa ao longo dos estágios, resultando em uma diminuição progressiva da concentração de cloro. A fração de cloro dissolvida no líquido, representada pela linha verde, permanece baixa, uma vez que sua concentração na alimentação é inferior em relação aos demais componentes. Como consequência da dessorção ao longo dos estágios, a corrente que sai pelo fundo da coluna apresenta uma concentração significativamente menor de cloro em comparação a concentração no topo da coluna, averiguando que houve uma remoção eficiente desse componente da alimentação de água clorada, reforçando a eficácia do processo de absorção.

Já com relação com o perfil de pressão no interior da coluna, Figura 30, há o aumento de pressão gradativo de 1,06 bar no topo até 1,115 bar na base. Esse comportamento é típico de colunas de dessorção, onde o vapor ascendente enfrenta a resistência do líquido descendente, resultando em uma perda de carga ao longo dos estágios e gerando um gradiente de pressão positivo. Além disso, o diferencial de pressão entre os estágios influencia diretamente a taxa de vaporização do componente dessorvido, parâmetro que garante a eficiência do processo.

Figura 30 - Perfil de pressão dentro coluna ao longo do eixo y.



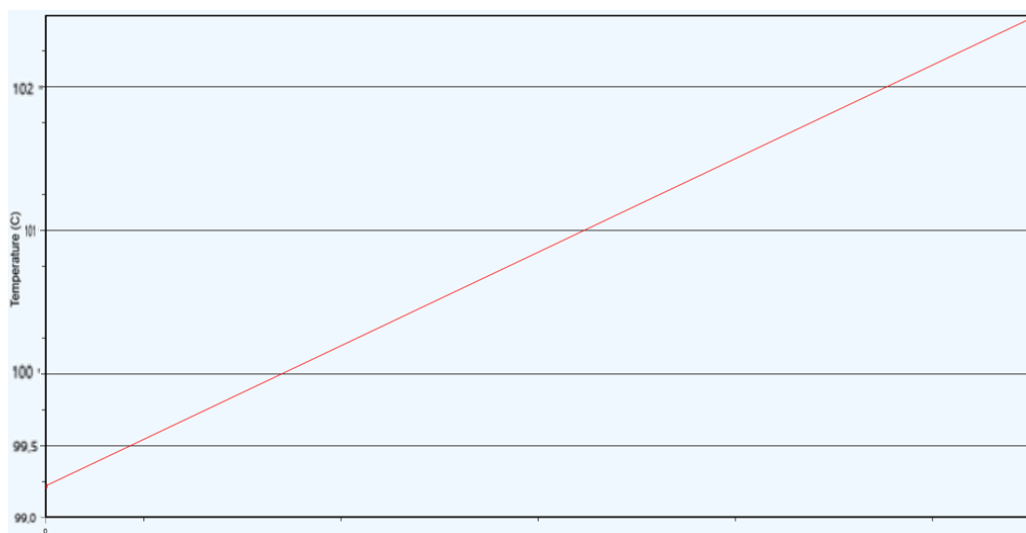
Fonte: Próprio autor, 2025.

O diferencial de pressão total na coluna resultou em 0,055 bar. Esse valor é considerado típico e adequado para uma operação eficiente, garantindo a dessorção do componente sem causar problemas operacionais, como flooding ou entupimento (Seader; Henley; Roper, 2010).

Com relação ao perfil de temperatura há um aumento gradual da temperatura ao longo dos estágios, com valores mais baixos no topo e mais altos na base. Esse comportamento é característico, onde o vapor é utilizado para remover um componente volátil de uma mistura líquida,

Figura 31.

Figura 31 - Perfil de temperatura dentro da coluna ao longo do eixo y.



Fonte: Próprio autor, 2025.

No topo da coluna, a temperatura é menor devido à presença de uma fração de vapor enriquecida em cloro, o componente mais volátil, que se separa da solução aquosa. À medida que o cloro evapora, ele carrega consigo calor latente, o que contribui para a redução da temperatura nessa região. Conforme o líquido desce pela coluna, ele entra em contato com o vapor saturado que transfere calor para o líquido descendente, promovendo a liberação do cloro dissolvido na água. Como o calor é continuamente fornecido pela injeção de vapor e a temperatura aumenta progressivamente em direção à base.

Ademais, para avaliar o comportamento da fração de cloro na corrente de fundo da coluna de dessorção foram realizadas variações na vazão de HCl, mantendo os demais parâmetros do sistema constantes. Esse procedimento permitiu analisar a influência do HCl na remoção do cloro dissolvido da água e na composição das correntes de saída, vide Tabela 2. A primeira linha da tabela representa os valores em regime estacionário, enquanto as demais refletem as mudanças na composição do sistema conforme a vazão de HCl foi aumentada.

Tabela 2 - Resultados da fração de cloro após distúrbios na corrente alimentação.

Fração de cloro (FUNDO)	Fração de cloro (TOPO)	Vazão HCl (kg/h)	%
$3,0 \cdot 10^{-4}$	$1,7 \cdot 10^{-2}$	500,0	-
$4,0 \cdot 10^{-4}$	$6,1 \cdot 10^{-2}$	700,0	40,0
$4,0 \cdot 10^{-4}$	$5,9 \cdot 10^{-2}$	900,0	40,0

Fonte: Próprio autor, 2025.

Ao analisar a tabela, observa-se que, com uma vazão de HCl de 500 kg/h, a fração de cloro na corrente de fundo foi de $3,0 \cdot 10^{-4}$, um valor relativamente baixo que indica uma remoção eficiente do cloro da fase líquida. Quando a vazão de HCl foi aumentada para 700 kg/h, houve um ligeiro aumento da fração de cloro no fundo para $4,0 \cdot 10^{-4}$, sugerindo que uma maior quantidade de HCl pode dificultar a remoção completa do cloro dissolvido. Entretanto, na corrente de topo, a fração de cloro aumentou expressivamente para $6,1 \cdot 10^{-2}$, mostrando que mais cloro estava sendo removido do líquido no interior da coluna e direcionado para a fase de vapor. Esse aumento pode ser proporcional ao incremento na vazão de HCl.

Por outro lado, ao elevar a vazão de HCl para 900 kg/h, a fração de cloro na corrente de fundo se manteve em $4,0 \cdot 10^{-4}$, indicando que a influência do HCl na remoção

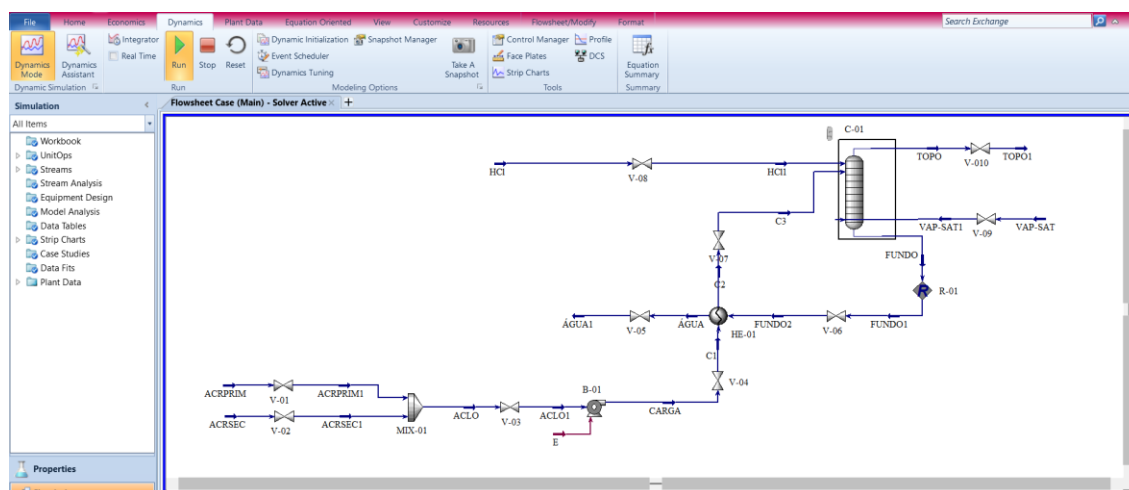
do cloro atingiu um limite e deixou de impactar significativamente a fase líquida. Já na corrente de topo, a fração de cloro diminuiu ligeiramente para $5,9 \cdot 10^{-2}$, sugerindo que o processo de dessorção pode estar se aproximando de um ponto de saturação, onde o aumento de HCl não contribui mais de forma significativa para a remoção adicional de cloro.

Assim, o aumento da vazão de HCl tem um efeito positivo na remoção do cloro da fase líquida até certo ponto. No entanto, ao ultrapassar 700 kg/h, a eficiência da dessorção não melhora significativamente, indicando um limite prático para o uso de HCl no processo. Ressaltando que o degrau representa um aumento de 40 % na alimentação.

5.2. Simulação Dinâmica no Aspen Hysys

Findada a simulação em estado estacionário e obtido os dados necessários, estes são utilizados como condições iniciais para a simulação dinâmica, como explicitado na linha em negrito da Tabela 2 e Figura 32.

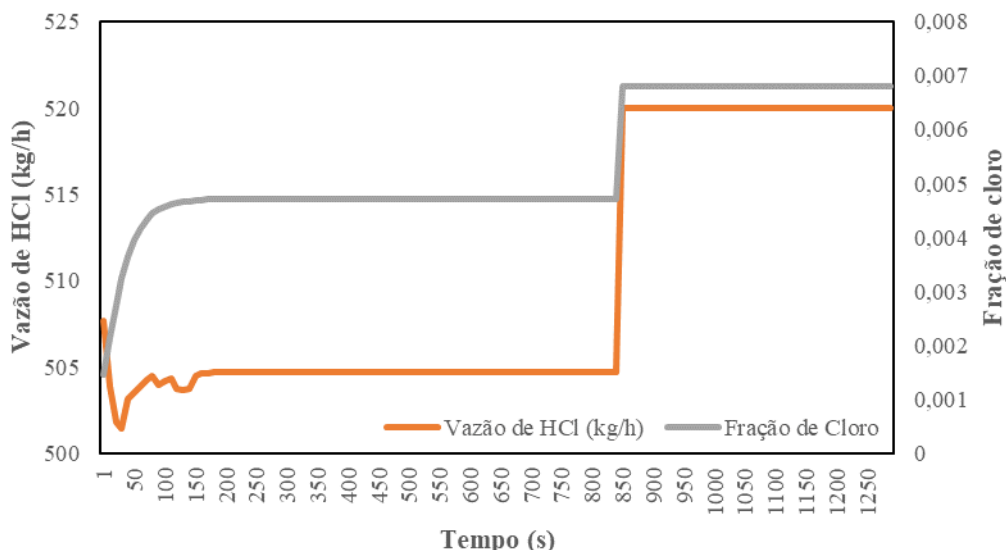
Figura 32 - Ambiente de simulação no estado transiente.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Durante a simulação em estado transiente, os dados foram gerados em intervalos de 0,0002 horas (1 segundos), totalizando 1310 amostras para cada variável, como mostra a Figura 33, após 0,3638 horas de execução.

Figura 33 - Resposta da fração de cloro ao degrau de 15 kg/h na vazão de HCl.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Inicialmente, o sistema foi operado por aproximadamente 0,2 horas para garantir a estabilização de todas as variáveis. Após esse período, um distúrbio em degrau foi aplicado na vazão de HCl, aumentando-a em 15 kg/h após as 0,2 h (800 segundos) de simulação, elevando a vazão de 505 kg/h para 520 kg/h, correspondendo a 2,97 % de acréscimo na referida corrente.

A presença de atrasos na resposta da variável de processo (PV) é um fenômeno comum em sistemas industriais, especialmente quando operados em malha aberta. Esses atrasos, como o observado de 200 segundos no sistema em questão, podem ser atribuídos ao tempo morto, que é o intervalo necessário para que uma mudança na entrada (como o degrau de 15 kg/h na vazão de HCl) seja percebida na saída (fração de cloro). Este pode ser causado por fatores como atrasos no transporte de massa, energia ou informação, a soma de latências em sistemas interconectados em série, o tempo necessário para o processamento de sinais em sensores e transmissores, ou até mesmo pela inércia térmica ou dinâmica do sistema, que retarda a resposta a mudanças nas condições operacionais (Parra, 2013). Além disso, em sistemas dinâmicos, é comum observar oscilações até a estabilização, um comportamento que pode ser amplificado pela ausência de controle em malha fechada.

Após isso, foram exportados os dados relevantes e tratados no Excel 2019 para posterior análise e identificação da função de transferência. Ao todo, foram três colunas com as informações de tempo de simulação, vazão de HCl e fração de cloro.

5.3. Identificação da Função de Transferência

Com os dados devidamente tratados, na etapa de identificação do sistema, a ferramenta de modelos de processo foi utilizada para determinar uma Função de Transferência (FT) que melhor se ajustasse aos dados coletados. Para isso, foram variados parâmetros como o número de polos, zeros e tempo morto (delay). Os resultados obtidos nessa etapa são apresentados na Tabela 3, com base no Coeficiente de Determinação (R^2) e no Erro de Predição Esperado (FPE).

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

Nº	Pólos	Zeros	Delay	R^2	FPE
1	1	0	Não	87,44	$2,89.10^{-5}$
2	1	1	Não	95,10	$3,79.10^{-46}$
3	1	0	Sim	81,05	$2,49.10^{-4}$
4	1	1	Sim	87,55	$5,42.10^{-4}$
5	2	0	Não	67,72	78,17
6	2	1	Não	86,13	$2,96.10^{-4}$
7	2	0	Sim	91,04	$2,21.10^{-36}$
8	2	1	Sim	87,51	0,20

Fonte: Próprio autor, 2025.

Com base nos resultados obtidos na identificação do sistema, o modelo selecionado para representar o processo foi o nº 2, que possui 1 polo, 1 zero e nenhum delay, apresentando um R^2 de 95,10 e um FPE baixo em relação aos demais ($3,79.10^{-46}$). O FPE, que mede a qualidade do ajuste do modelo aos dados, indica que quanto menor seu valor, melhor é o ajuste. No caso do modelo escolhido, o FPE é tão reduzido que sugere um ajuste ótimo, o que é confirmado pelo R^2 de 95,10, mostrando que o modelo consegue capturar toda a variabilidade dos dados.

Esse resultado é fisicamente consistente, principalmente porque os dados foram gerados por simulação, onde a ausência de ruídos ou incertezas significativas facilita um ajuste preciso. Além disso, o modelo combina simplicidade e complexidade de forma equilibrada: é simples o suficiente para evitar overfitting (ajuste excessivo aos dados), mas possui complexidade adequada para representar a dinâmica do sistema de maneira eficiente. Em comparação com outros modelos, como o nº 1, que possui um R^2 de 87,44 e um FPE baixo ($2,89 \times 10^{-5}$), o modelo nº 2 demonstra um ajuste superior. Assim, a escolha do modelo nº 2 é justificada por sua precisão e capacidade de representação, características que são reforçadas pela natureza idealizada de uma simulação. No mais, a FT pôde ser expressa pela Equação 13:

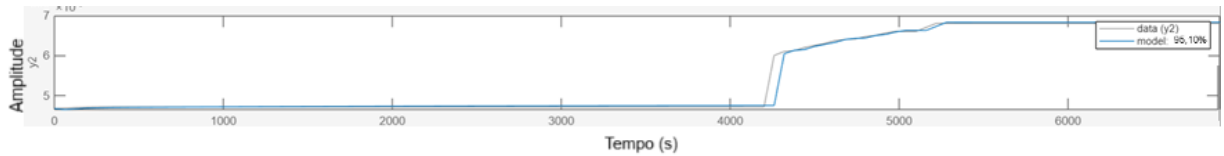
$$G_s = \frac{3,823e^{-9}s + 1,954e^{-10}}{s + 0,0001261} \quad (13)$$

O numerador da função de transferência descreve como o sistema responde à entrada. O primeiro termo, proporcional à taxa de variação da entrada, indica uma dependência da resposta em relação à frequência. No entanto, seu coeficiente muito pequeno sugere que esse efeito é relativamente fraco. O segundo termo, constante, representa um ganho estático, que define a saída em estado estacionário para entradas constantes, como um degrau. Devido ao seu valor muito baixo, o sistema pode apresentar uma resposta reduzida em baixas frequências.

O denominador, por sua vez, define a dinâmica do sistema. O primeiro termo representa a dependência temporal da resposta, enquanto o segundo é um polo da função de transferência. Esse polo, de valor pequeno, indica que o sistema possui uma resposta lenta, característica de processos com grande inércia, como os químicos ou térmicos.

Fisicamente, a função de transferência sugere um comportamento de baixa amplitude e resposta lenta. O numerador indica que a taxa de variação da entrada tem uma influência pequena sobre a saída, mas o termo constante ainda domina. Para entradas de baixa frequência (mudanças lentas), o termo constante é o mais relevante, enquanto, para entradas de alta frequência, o termo proporcional à frequência pode ter um efeito mais significativo.

Na Figura 34 é possível verificar a curva que representa os dados da simulação e o modelo proposto pelo *System Identification*.

Figura 34 - Dados da simulação (cinza) x dados do modelo (azul).

Fonte: Próprio autor, 2025.

Além da função de transferência (FT) obtida da relação entre a variável de processo (PV) e a variável manipulada (MV), foram propostos os ganhos dos elementos de medição e atuação envolvidos no processo, como os sensores e a válvula. Foram calculados os ganhos dos seguintes componentes: sensor e transmissor de água decolorada, sensor e transmissor de vazão de HCl, posicionador da válvula de HCl e a própria válvula de HCl.

- Sensor e transmissor de água decolorada, Equação 13:

$$K_{\text{Água decolorada}} = \frac{(20 - 4) \text{mA}}{(1 - 0) \text{ppm}} = 16 \text{ mA ppm}^{-1} \quad (14)$$

- Sensor e transmissor de vazão de HCl, Equação 14:

$$K_{\text{HCl}} = \frac{(20 - 4) \text{mA}}{(500 - 0) \text{kg/h}} = 0,03 \text{ mA h kg}^{-1} \quad (15)$$

- Posicionador da válvula de HCl, Equação 15:

$$K_p = \frac{(15 - 3) \text{psi}}{(20 - 4) \text{mA}} = 0,75 \text{ psi mA}^{-1} \quad (16)$$

- Ganho e função de transferência da válvula de HCl, Equações 16 e 17:

$$K_v = \frac{(100 - 0) \%}{(15 - 5) \text{psi}} = 8,33 \% \text{ psi}^{-1} \quad (17)$$

$$F_v = \frac{8,33}{0,2s + 4} \quad (18)$$

5.4. Sintonia dos Controladores

O procedimento de sintonia foi realizado em duas fases distintas após a determinação da função de transferência e dos ganhos associados às variáveis manipulada e controlada. Primeiramente, ajustou-se isoladamente o controlador de vazão,

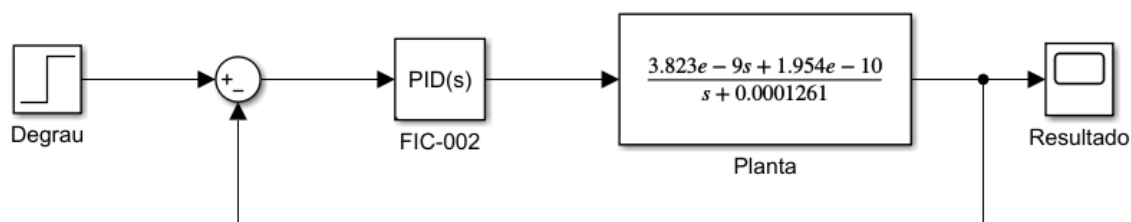
desconsiderando inicialmente os ganhos dos elementos do sistema. Posteriormente, realizou-se a sintonia completa dos dois controladores operando em cascata, desta vez incorporando todos os ganhos dos elementos envolvidos no processo.

Esta abordagem em etapas permitiu uma análise comparativa do desempenho do sistema tanto na configuração simplificada quanto na operação realística com todos os componentes, garantindo uma transição suave entre as condições de controle.

5.4.1. Sintonia do FIC-002 sem Ganhos dos Elementos

No ambiente de simulação do *Simulink*, foi configurada uma malha de controle com a estratégia de realimentação para o ajuste preliminar do controlador de vazão, conforme representado na Figura 35. A metodologia adotada consistiu em sintonizar prioritariamente o controlador secundário, assegurando o fechamento adequado da malha de controle, como etapa preparatória essencial para a posterior sintonia do controlador primário.

Figura 35 - Definição de parâmetros PID do FIC-002.

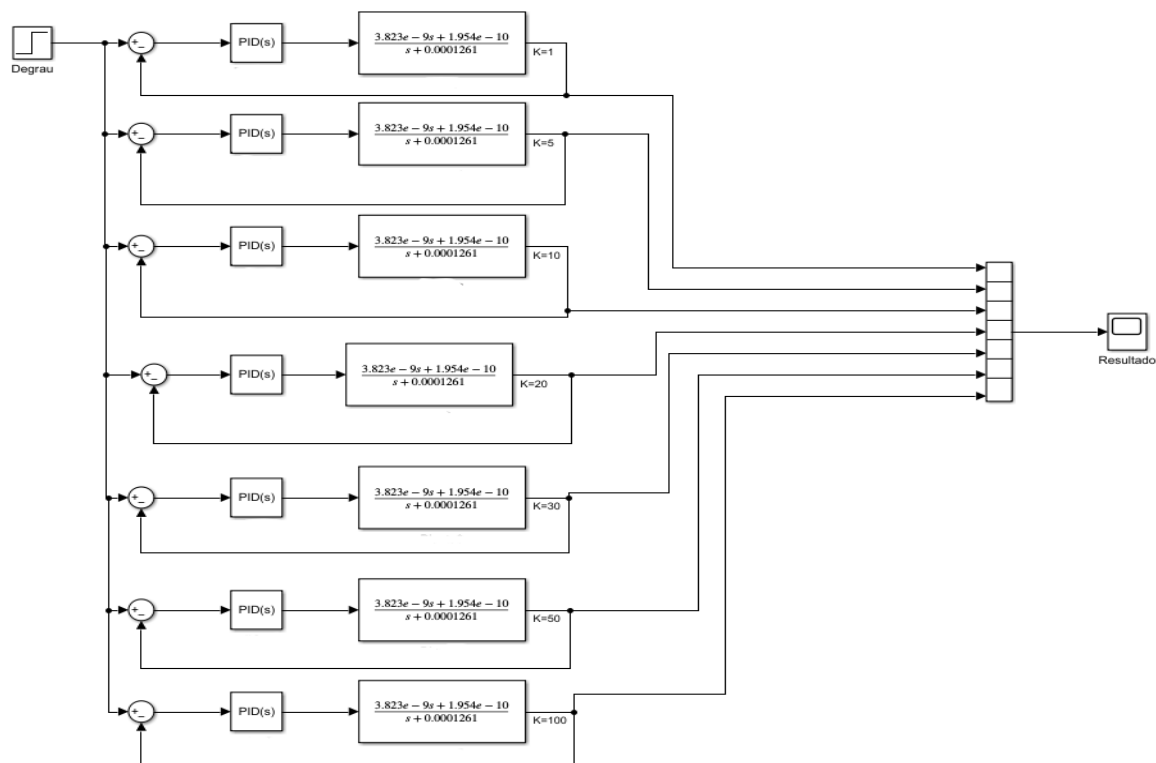


Fonte: Próprio autor, 2025.

5.4.1.1. Sintonia do FIC-002 por Tentativa e Erro

Primeiramente, foi necessário propor uma estrutura para visualização dos resultados em somente um resultado, conforme a Figura 36.

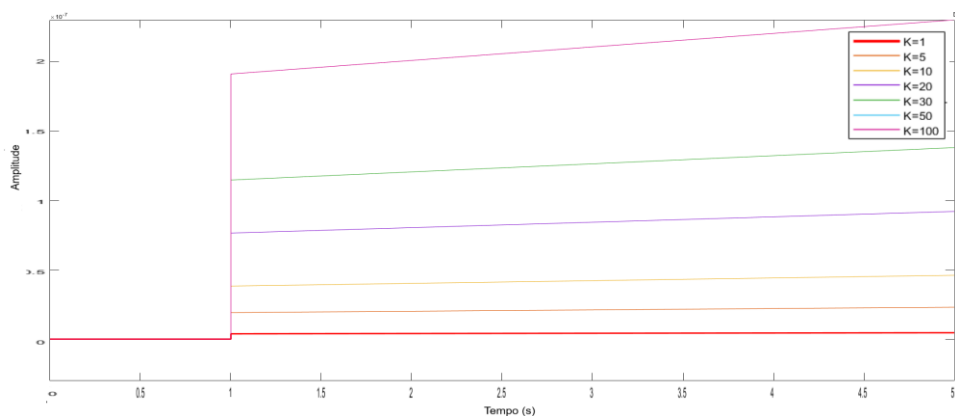
Figura 36 - Estratégia de visualização no método tentativa e erro.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Posteriormente, para analisar a resposta do sistema, realizou-se um estudo variando o ganho proporcional (K_p) do controlador em uma faixa de 1 a 100, mantendo-se os demais parâmetros do controlador (K_i e K_d) inicialmente zerados. Os resultados deste experimento estão apresentados na Figura 37, que ilustra o comportamento do sistema frente às diferentes configurações de ganho.

Figura 37 - Resposta ao degrau da variação de 0 a 100 do ganho K_P do controlador P.



Fonte: Próprio autor, 2025.

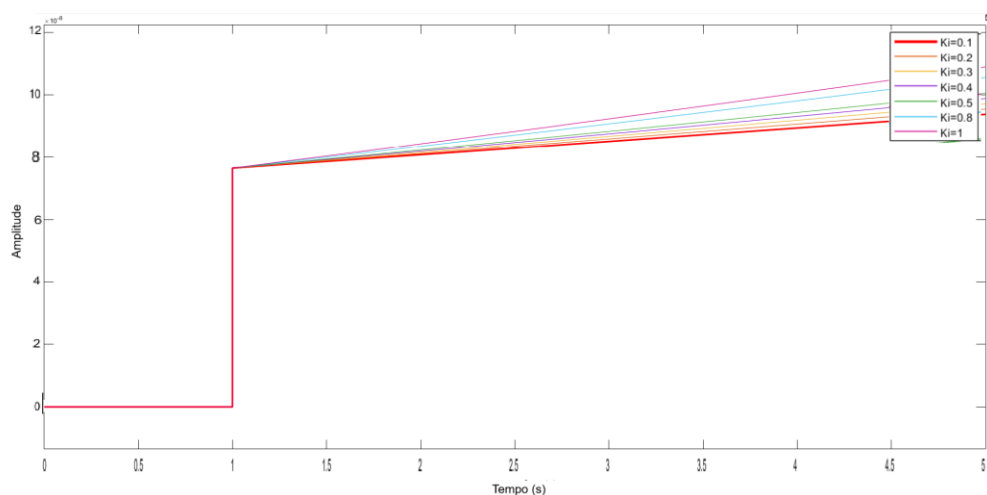
Ao avaliar a resposta temporal do sistema para diferentes valores de K_p foi evidenciado comportamentos distintos conforme a magnitude do ganho proporcional. Para valores reduzidos de K_p (1, 5 e 10), observa-se uma resposta excessivamente lenta, com tempo de estabelecimento prolongado, o que compromete a eficiência do controle devido à incapacidade de rastrear adequadamente a referência desejada.

Com $K_p=20$, o sistema apresenta uma melhora significativa no tempo de resposta quando comparado a $K_p=10$, atingindo um equilíbrio entre agilidade e estabilidade. Este valor demonstra características desejáveis, mantendo uma resposta estável sem exibir *overshoot* excessivo, o que sugere um bom compromisso entre desempenho dinâmico e robustez. Por isso, o valor escolhido de ganho proporcional é com $K_p=20$.

Em contrapartida, os valores elevados de K_p (30, 50 e 100) introduzem uma resposta mais agressiva, porém com tendência a *overshoot* pronunciado. Especificamente, $K_p=30$ ainda apresenta características aceitáveis, mas já indica uma inclinação à superação do valor de regime permanente. Enquanto para $K_p=50$ e 100, a resposta do sistema torna-se excessivamente elevada, mantendo o erro estacionário significativo, com riscos de instabilidade, dependendo da dinâmica do processo controlado. Este comportamento é característico de controladores puramente proporcionais, onde a ação de controle é diretamente proporcional ao erro instantâneo, porém incapaz de eliminar completamente os desvios permanentes do sistema.

Após a definição do ganho proporcional no valor de 20, foi realizada variações no ganho integral (K_i) na faixa de 0 a 1, conforme Figura 38, com o objetivo de avaliar o impacto na dinâmica do sistema, ainda permanecendo com o valor de K_d constante em zero. Com isso, permitiu caracterizar sua influência no comportamento do processo.

Figura 38 - Resposta ao variar de 0,1 a 1 o ganho K_i do controlador PI com $K_p = 20$.



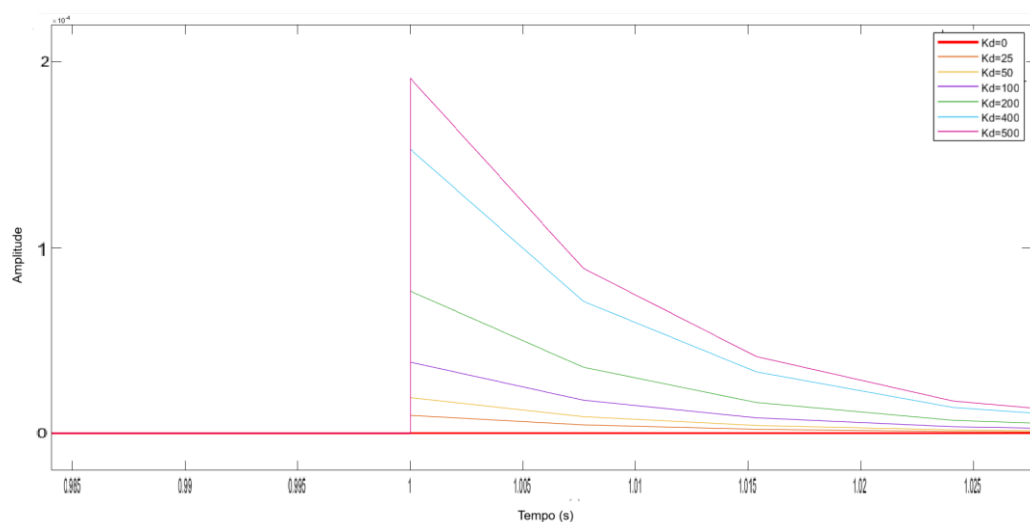
Fonte: Próprio autor, 2025.

A variação do ganho integral de 0,1 a 0,7 revelou um crescimento progressivo da resposta do sistema à medida que K_i aumenta. Em relação a valores como 0,1 ou 0,2, ainda resultam em erro estacionário significativo. No entanto, valores elevados podem introduzir oscilações indesejadas ou até mesmo instabilidade.

O $K_i=0,8$ proporciona um erro estacionário próximo de zero sem oscilações excessivas, esse valor pode ser adequado. Por outro lado, um K_i maior, como 1, pode acelerar o tempo de estabilização, mas é fundamental verificar se não introduz *overshoot* excessivo ou comportamento oscilatório.

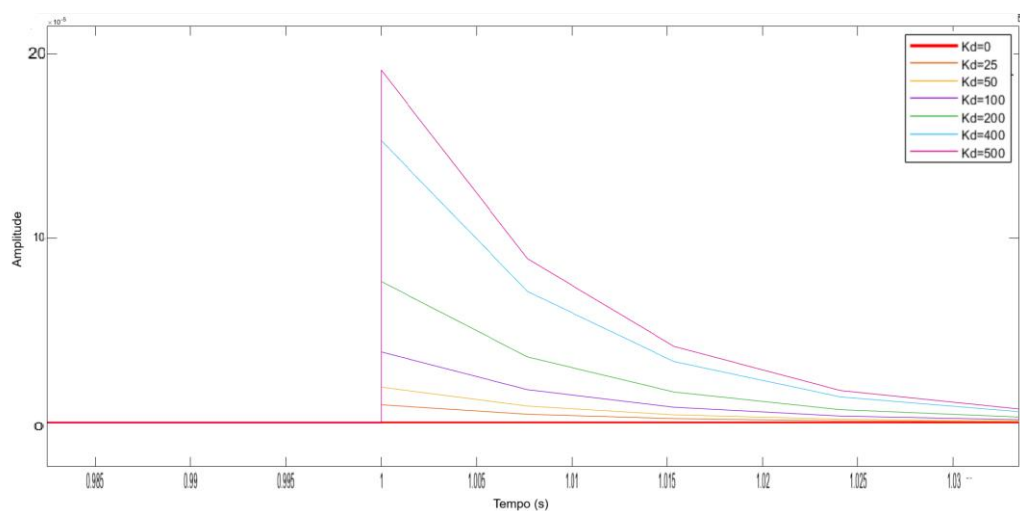
Considerando a incerteza da escolha do valor de K_i entre 0,8 e 1, foram avaliados os resultados com o $K_p = 20$, $K_i = 0,8$ e o K_d variando de 0 a 500, Figura 39 e, no outro estudo, alterando somente o valor constante do $K_i = 1$ e mantendo as demais variáveis como já citadas, Figura 40.

Figura 39 - Resposta ao degrau com $K_p = 20$, $K_i = 0,8$ e variando K_d de 0 a 500.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Figura 40 - Resposta ao degrau com $K_p = 20$, $K_i = 1$ e variando K_d de 0 a 500.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Na análise comparativa dos parâmetros do controlador PID revelou diferenças significativas no desempenho do sistema conforme a variação dos ganhos integral (K_i) e derivativo (K_d).

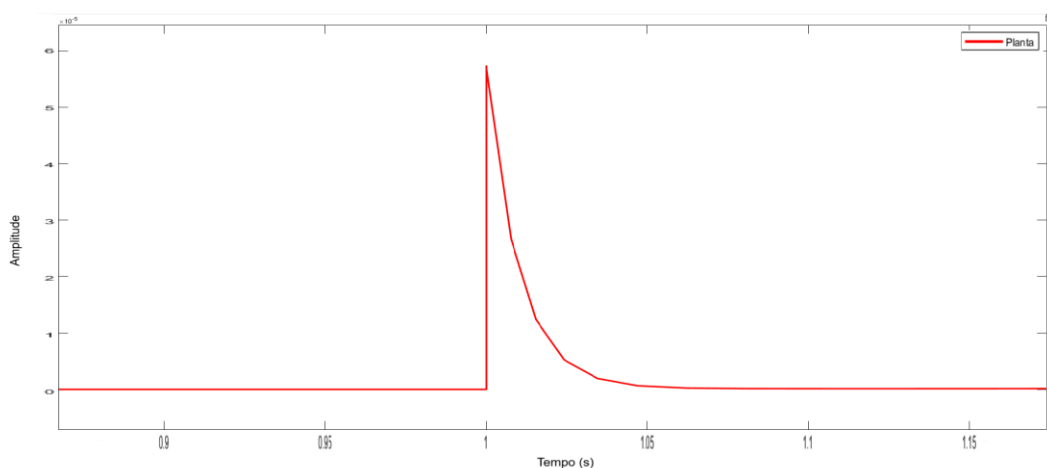
Para $K_i = 0,8$, observou-se que o aumento de K_d proporcionou uma atenuação progressiva do erro após a perturbação, com redução significativa na amplitude das oscilações. Contudo, mesmo com $K_d = 500$, o sistema apresentou um tempo de estabilização prolongado e um erro inicial relativamente alto, embora com decaimento rápido.

Ao ajustar para $K_i = 1$, o comportamento do sistema melhorou consideravelmente. O erro inicial e o tempo de estabilização foram reduzidos em comparação com $K_i = 0,8$, mantendo-se a eficácia da ação derivativa. Nesta configuração, valores de K_d entre 100 e 400 demonstraram um equilíbrio ideal, acelerando a resposta sem introduzir oscilações significativas. Especificamente, $K_d = 200$ e $K_d = 400$ destacaram-se por combinar amortecimento eficiente com estabilidade robusta.

Com isso, considerando a rapidez e estabilidade necessária para o sistema, os parâmetros selecionados foram $K_i = 1$ e $K_d = 200$, os quais eliminam o erro estacionário sem *overshoot* perceptível.

Assim, após essas análises criteriosas e ajustes finos dos parâmetros, foi selecionada uma configuração ótima para o controlador PID da malha escrava, com os valores de K_p de 20 para 23 para melhorar a velocidade de resposta sem comprometer a estabilidade; K_i de 1 para 0,9 para minimizar oscilações e evitar o *overshoot* excessivo, mantendo a eliminação eficiente do erro estacionário; e K_d de 200 para 150 para suavizar a ação derivativa, garantindo um amortecimento adequado das variações transitórias.

Figura 41 - Resposta ao degrau com $K_p = 23$, $K_i = 0,9$ e $K_d = 150$.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Ademais, o detalhamento dos parâmetros pode ser verificado abaixo na Tabela 4.

Tabela 4 - Parâmetros do PID do FIC-002 por tentativa e erro.

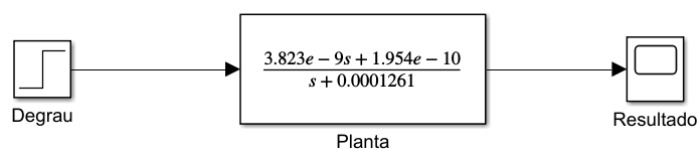
Controlador	K_p	K_i	K_d	IAE	ITAE
FIC-002	23	0,9	150	1	1,5

Fonte: Próprio autor, 2025.

5.4.1.2. Sintonia do FIC-002 por Ziegler-Nichols

Para determinar os parâmetros do controlador PID, implementou-se uma abordagem sistemática baseada nos métodos de Ziegler-Nichols e Cohen-Coon. Inicialmente, foi aplicado um degrau unitário ao sistema em malha aberta, conforme ilustrado na Figura 42, utilizando como referência a função de transferência (FT) do processo.

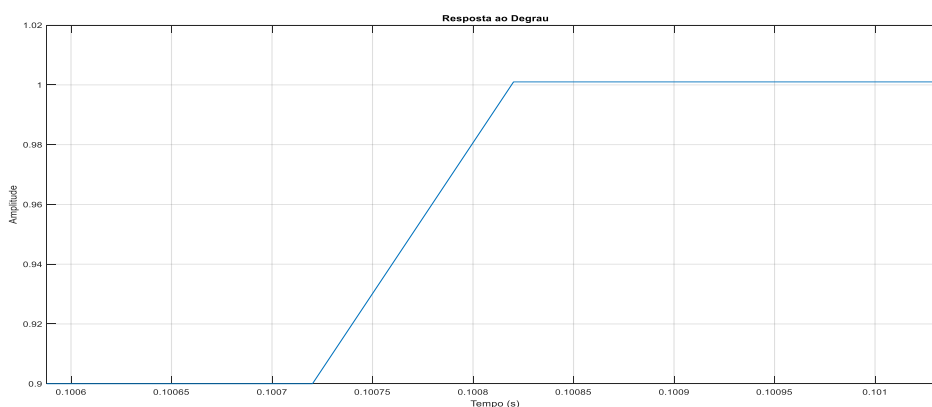
Figura 42 - Configuração da função de transferência em malha aberta.



Fonte: Próprio autor, 2025.

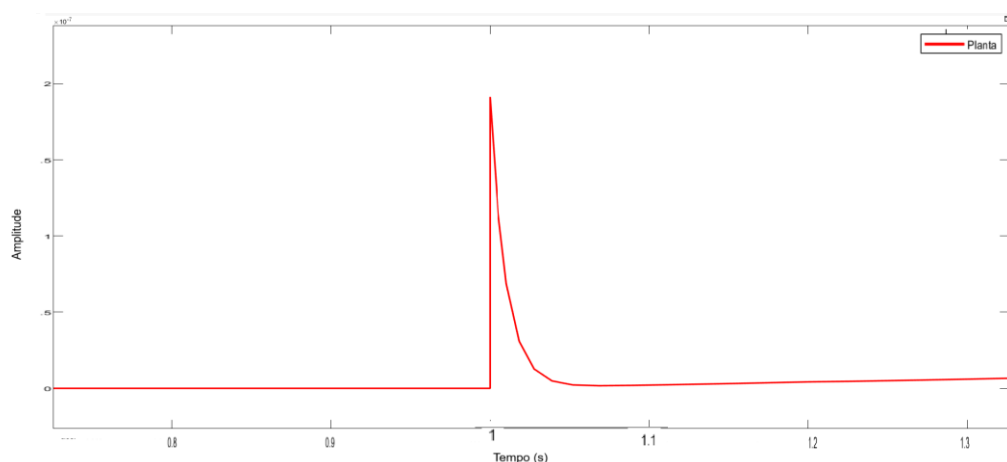
A partir da curva de reação obtida, foram extraídos os parâmetros característicos necessários para a sintonia, seguindo o procedimento detalhado na Seção 3.4.2. Essa análise permitiu identificar: o tempo morto (L) e a constante de tempo (T) do sistema, conforme Figura 43.

Figura 43 - Resposta ao degrau unitário em malha aberta.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Com isso, os parâmetros observados foram de $L = 0,1$, $T = 0,002$ e $K = 1$. A partir da resposta do processo pelo método de Ziegler-Nichols, sem a especificação dos ganhos dos elementos de medição/atuação.

Figura 44 - Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Ziegler-Nichols.

Fonte: Próprio autor, 2025.

A análise da resposta dinâmica demonstrou que, embora presente, o sobressinal observado foi significativamente menor que o obtido pelo método de Tentativa e Erro. Esta melhoria está diretamente associada à seleção mais criteriosa do ganho proporcional, que neste caso foi especificado com valor mais conservador. A estratégia de sintonia adotada combinou um ganho integral elevado e com um ganho derivativo reduzido, resultando em uma resposta inicial mais rápida que a abordagem anterior. Contudo, a análise da região final da curva de resposta indica uma tendência de desvio progressivo, sugerindo limitações no controle em regime permanente. A Tabela 5 apresenta de forma comparativa os parâmetros do PID obtidos pelo método de Ziegler-Nichols para o sistema FIC-002, complementados pelas métricas de desempenho IAE e ITAE.

Tabela 5 - Parâmetros do PID do FIC-002 por Ziegler-Nichols.

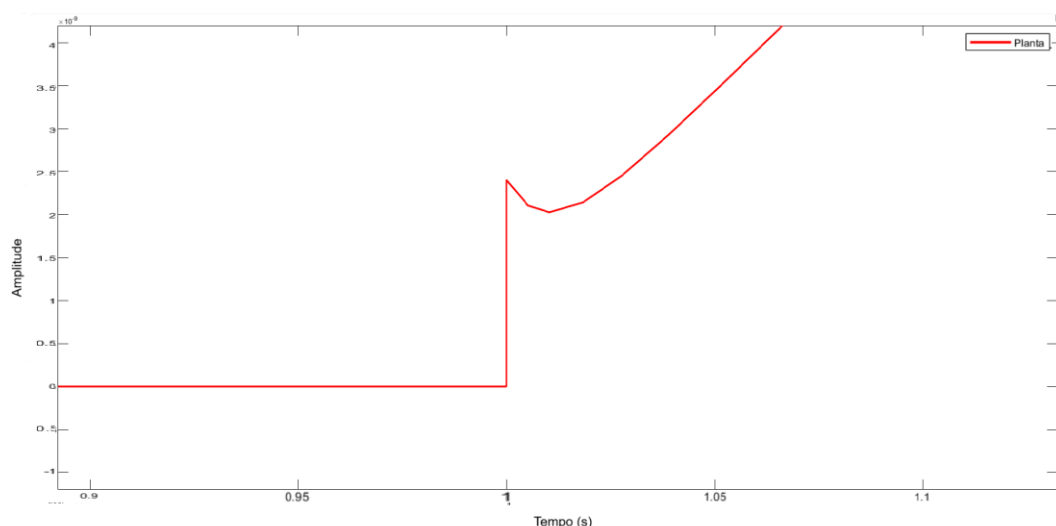
Controlador	Kp	Ki	Kd	IAE	ITAE
FIC-002	0,024	5	0,5	9	49,5

Fonte: Próprio autor, 2025.

5.4.1.3. Sintonia do FIC-002 por Cohen-Coon

A partir dos mesmos parâmetros extraídos da curva de reação utilizada para o método de Ziegler-Nichols, determinou-se a sintonia PID proposta por Cohen-Coon. A Figura 45 apresenta a resposta dinâmica do processo FIC-002 quando controlado com os ganhos obtidos por esta metodologia alternativa.

Figura 45 - Resposta ao degrau com os parâmetros do PID por Cohen-Coon.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Após a análise, foi constatado que o referido métodos, embora seja amplamente reconhecida por sua eficácia em processos industriais, não conseguiu garantir a estabilidade do sistema em questão.

O principal fator de instabilidade reside no ganho integral excessivamente alto. Com $K_i = 12,35$, a ação integral tornou-se dominante no comportamento do controlador, levando a correções demasiadamente agressivas no regime permanente. Este desequilíbrio foi agravado pelo fato do ganho proporcional ($K_p=0,27$) ser relativamente baixo, criando uma situação onde as correções imediatas ao erro eram insuficientes, enquanto as correções integrais acumulavam-se de forma descontrolada. Esse fenômeno, conhecido como *windup* integral, manifestou-se através de oscilações crescentes e uma resposta temporal instável.

Ademais, o ganho derivativo baixo ($K_d=3,52 \times 10^{-3}$) mostrou-se incapaz de fornecer o amortecimento necessário para conter as oscilações geradas pela ação integral desbalanceada. A ação derivativa, que deveria antecipar e suavizar variações bruscas na resposta do sistema, ficou comprometida por seu valor reduzido, permitindo que as oscilações se propagassem sem a devida contenção.

Outro ponto que foi evidenciado são os valores de IAE e ITAE minimamente diferente em relação ao método anterior. Isso indica que, para este sistema particular, a escolha entre Cohen-Coon e Ziegler-Nichols é indiferente em termos de desempenho medido por esses critérios. Ou seja, a equivalência observada pode sugerir que o processo

possui características simples onde diferentes abordagens de sintonia convergem para soluções similares em termos de desempenho dinâmico. Entretanto, reforçando a importância de validar empiricamente qualquer sintonia teórica; considerar múltiplos critérios de desempenho; e realizar testes sob diversas condições operacionais.

Ademais, na Tabela 6 é evidenciado os valores dos parâmetros pelo referido método.

Tabela 6 - Parâmetros do PID do FIC-002 por Cohen-Coon.

Controlador	Kp	Ki	Kd	IAE	ITAE
FIC-002	0,27	12,35	$3,52 \cdot 10^{-3}$	10,1	50,0

Fonte: Próprio autor, 2025.

5.4.2. Sintonia da malha em cascata sem ganhos dos elementos

A comparação entre os três métodos de sintonia - Tentativa e Erro, Ziegler-Nichols e Cohen-Coon - revela diferenças significativas em seu desempenho. O método de Tentativa e Erro demonstrou claramente superioridade, tanto na análise quantitativa quanto qualitativa, apresentando os menores valores de IAE (1) e ITAE (1,5), que são significativamente inferiores aos obtidos pelos outros métodos. Esta vantagem se traduz em um controle mais preciso e com resposta mais rápida, como confirmado pela melhor resposta ao degrau observada graficamente.

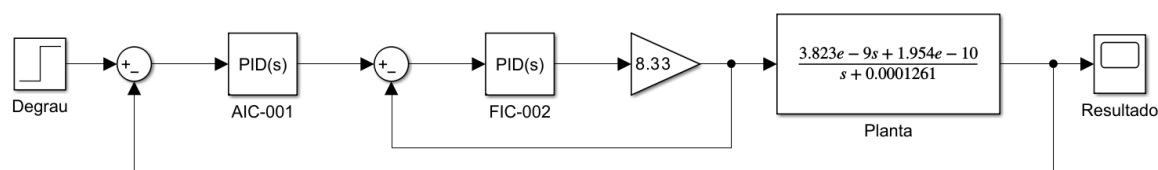
Nesse método, o ganho proporcional elevado garante uma ação corretiva imediata e robusta, enquanto o ganho integral moderado evita problemas de *windup* mantendo boa rejeição a perturbações. O ganho derivativo substancial, por sua vez, proporciona um excelente amortecimento das oscilações. Em contraste, os métodos de Ziegler-Nichols e Cohen-Coon apresentaram limitações evidentes, pois são originalmente desenvolvidos para sistemas de malha simples, ou seja, uma única variável controlada e um único atuador, sem considerar a interação entre malhas. Em controle em cascata, no entanto, há interdependência entre o mestre e o escravo, altera significativamente a dinâmica do sistema. Como consequência, aplicar esses métodos sem considerar essa estrutura pode resultar em controladores com desempenho inadequado, pois a dinâmica cruzada não é levada em conta.

Outro ponto crítico é que esses métodos não consideram nem o desacoplamento necessário entre as malhas nem as exigências de velocidade relativas entre mestre e escravo. Para que o controle em cascata seja eficaz, é essencial que a malha escrava seja significativamente mais rápida que a mestre, de forma a reagir prontamente a comandos e minimizar os efeitos de perturbações antes que afetem a variável mestre. A sintonia obtida por Ziegler-Nichols ou Cohen-Coon não garante esse comportamento, podendo gerar respostas lentas ou até instabilidades, especialmente se o escravo for mais lento do que deveria.

Diante dessas limitações, o uso de métodos mais modernos e apropriados para estruturas em cascata como a identificação de modelos e otimização de desempenho, como o controle baseado em modelo interno (IMC) ou até mesmo o uso de estratégias multivariáveis como o controle preditivo (MPC), quando a interação entre variáveis é muito intensa.

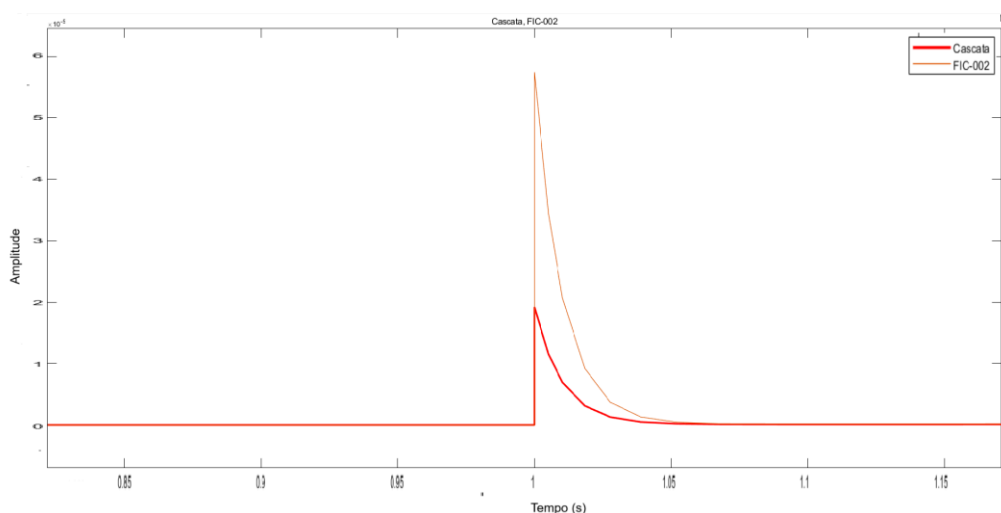
Assim, os parâmetros PID escolhidos para o controlador de vazão foram determinados por meio da sintonia por tentativa e erro. A malha cascata proposta é exibida através da Figura 46.

Figura 46 - Configuração de malha em cascata sem os ganhos dos elementos de medição.



Fonte: Próprio autor, 2025.

A malha em cascata foi implementada conectando a válvula de alimentação de HCl aos controladores FIC-002 e AIC-001. Como os métodos tradicionais de sintonia não se adequaram ao processo, o AIC-001 foi ajustado por Tentativa e Erro. A Figura 45 comprova a superioridade da estratégia em cascata (vermelho com linha de maior espessura) frente ao controle simples com apenas o FIC-002 (vermelho com linha de menor espessura).

Figura 47 - Resposta ao degrau da malha em cascata x malha com o FIC-002.

Fonte: Próprio autor, 2025.

Após a implementação do controlador AIC-001 foi notório uma resposta mais ágil da PV quando comparada ao uso isolado do FIC-002. Além disso, essa melhoria na velocidade de resposta veio acompanhada de uma redução no sobressinal e no tempo estabilização significativamente menor em relação à operação com apenas o FIC-001 atuando sobre o processo. A Tabela 7 detalha os parâmetros PID adotados em cada controlador, juntamente com os respectivos índices de desempenho obtidos.

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

Controlador	Kp	Ki	Kd	IAE	ITAE
FIC-002	23	0,9	150	0,97	1,45
AIC-001	20	0,9	50	0,65	3,98

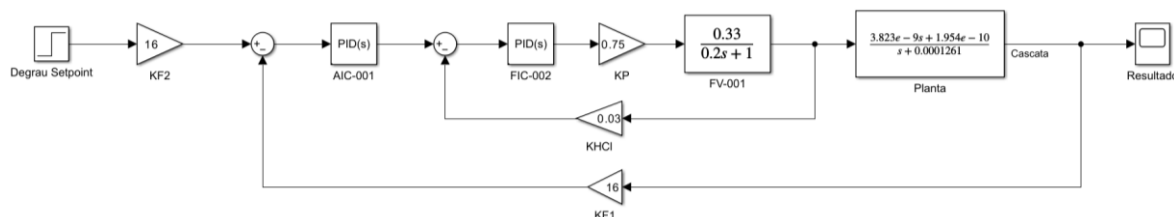
Fonte: Próprio autor, 2025.

5.4.3. Sintonia da malha em cascata com os Ganhos dos Elementos

Após a determinação da função de transferência que descreve a dinâmica da alimentação de HCl com a composição de cloro de fundo da coluna de stripper e a caracterização dos ganhos entre as variáveis manipuladas e controladas, desenvolveu no ambiente *Simulink* a representação em diagrama de blocos da estratégia de controle em cascata, como mostra a Figura 48. Esta modelagem incorpora as relações dinâmicas

identificadas, permitindo a simulação do comportamento do sistema sob diferentes condições operacionais.

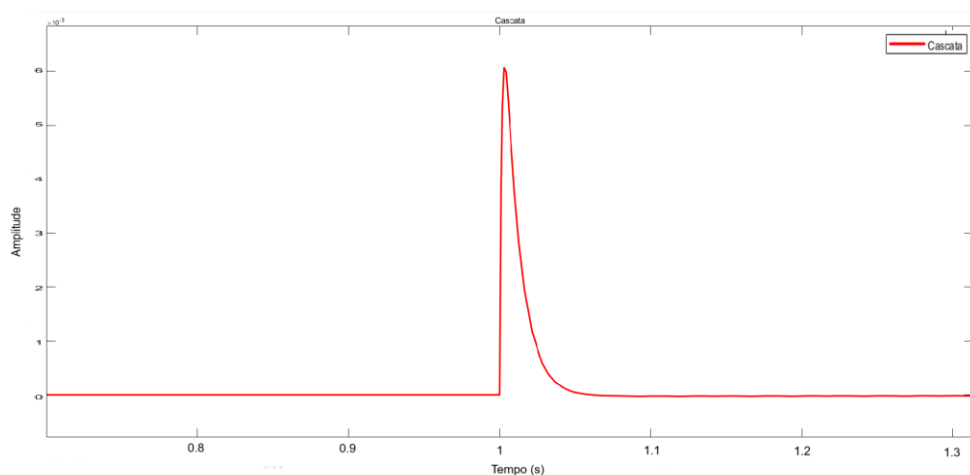
Figura 48 - Configuração da malha em cascata no Simulink com os ganhos dos elementos.



Fonte: Próprio autor, 2025.

O resultado da análise pode ser visualizado na Figura 49.

Figura 49 - Resposta ao degrau com a malha em cascata com o ganho dos elementos.



Fonte: Próprio autor, 2025.

A implementação dos ganhos dos elementos instrumentais na malha em cascata revelou impactos profundos no comportamento dinâmico do sistema que podem ser observadas no sobressinal na introdução do degrau. A configuração atual apresentou um desempenho significativamente diferente da análise preliminar que desconsiderava esses parâmetros. A diferença de comportamento pode ser atribuída principalmente aos efeitos combinados dos diversos ganhos no sistema. O elevado ganho do sensor mestre (16) amplificou o sinal de realimentação, tornando o controlador primário sensível a variações. Por outro lado, o baixo ganho do sensor escravo consideravelmente o sinal de medição, reduzindo a eficácia da malha secundária. A dinâmica do posicionador da válvula, com sua

função de transferência específica, introduziu ainda um elemento adicional de atraso e filtragem ao sistema.

Os índices de desempenho, que podem ser visualizados na Tabela 8, representam aumentos drásticos quando comparados à análise simplificada anterior, Tabela 7.

Tabela 8 - Parâmetros de PID da malha em cascata com ganhos nos elementos de medição.

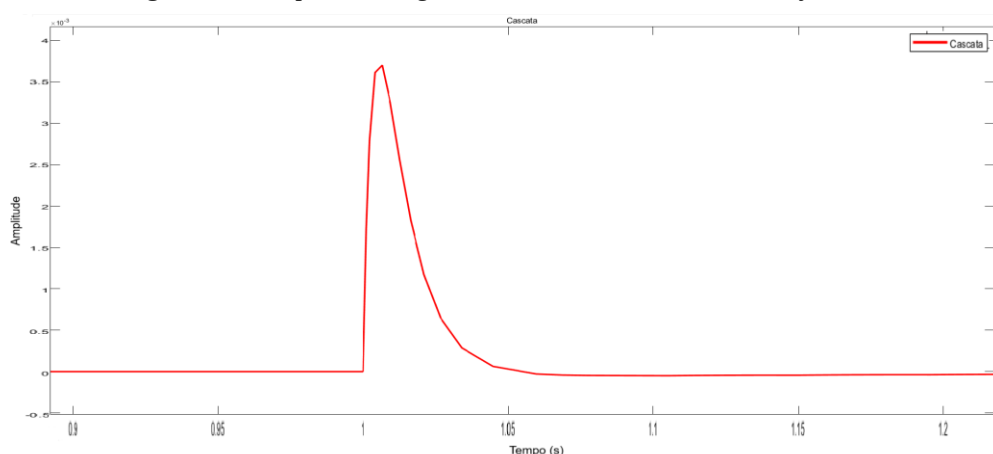
Controlador	Kp	Ki	Kd	IAE	ITAE
FIC-002	23	0,9	150	3229	16760
AIC-001	20	0,9	50	144	792

Fonte: Próprio autor, 2025.

Esta análise contrasta fortemente com os resultados otimistas obtidos na avaliação inicial, que não considerava os ganhos instrumentais. Naquela configuração simplificada, observou-se uma resposta mais ágil da variável do processo apesar de usar os mesmos tempos de estabilização e sobressinal reduzido.

Apesar disso, foi realizado um ajuste fino nos parâmetros para reduzir o sobressinal e os parâmetros de desempenho da malha FIC-002, conforme a Figura 50 e Tabela 9.

Figura 50 - Resposta ao degrau com a malha em cascata com ajustes.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Tabela 9 - Parâmetros de PID da malha em cascata com ganhos nos elementos com ajustes.

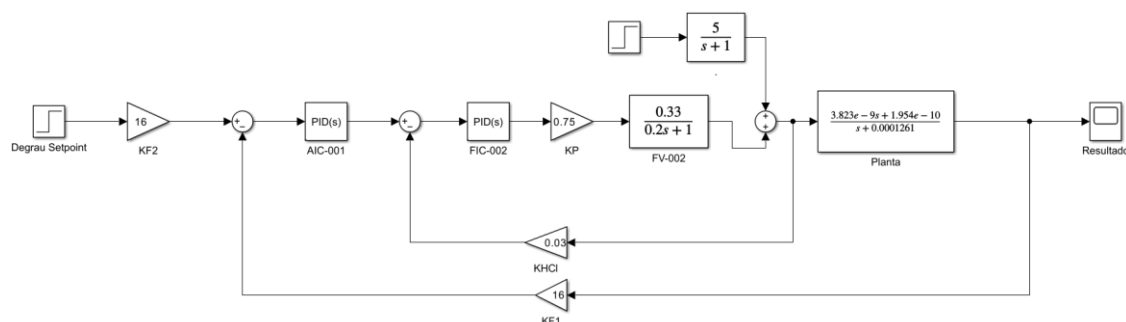
Controlador	Kp	Ki	Kd	IAE	ITAE
FIC-002	50	0,5	50	3001	14800
AIC-001	20	0,9	50	144	792

Fonte: Próprio autor, 2025.

5.4.4. Aplicação de distúrbio na malha em cascata

Para caracterizar o comportamento dinâmico do sistema de controle em cascata frente a perturbações, foi introduzido distúrbio interno, que é possível ver na Figura 51.

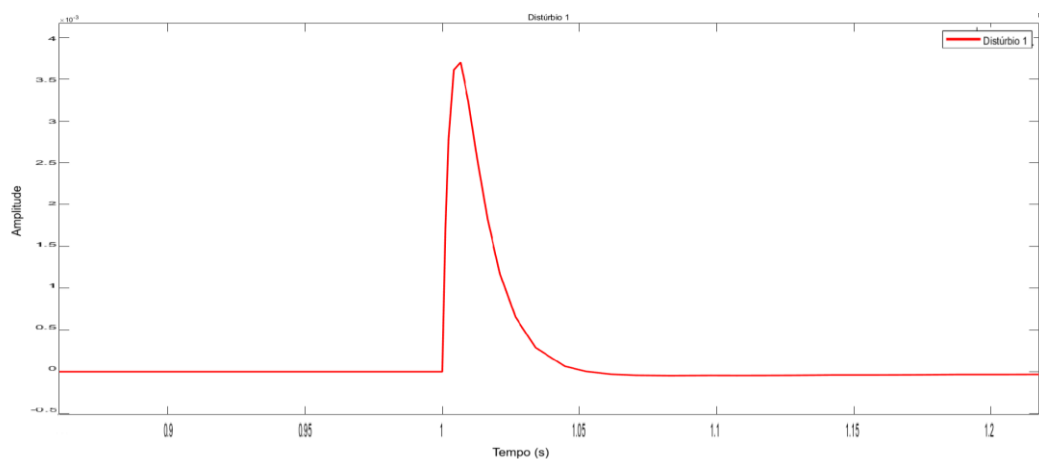
Figura 51 - Malha em cascata com distúrbios.



Fonte: Próprio autor, 2025.

A Figura 52 apresenta especificamente os resultados da primeira condição de teste, mostrando a resposta transitória do sistema quando submetido à perturbação na linha de HCl. A escolha de um distúrbio com ganho cinco e constante de tempo unitária permitiu:

Figura 52 - Resultado da malha em cascata com distúrbio interno.



Fonte: Próprio autor, 2025.

Nesse gráfico, o comportamento das malhas após o distúrbio apresentou ser satisfatório, contendo o valor de *setpoint* após a perturbação.

O sistema exibe um tempo de acomodação relativamente rápido, com um sobressinal moderado que indica um bom equilíbrio entre velocidade de resposta e

estabilidade. Esta característica sugere que os ganhos proporcional e derivativo foram ajustados de forma adequada à dinâmica principal do processo.

No que diz respeito à rejeição de perturbações, o sistema apresenta um desempenho igualmente satisfatório. O desvio máximo da variável controlada mantém-se dentro de limites operacionais aceitáveis, com a malha secundária atuando de forma eficiente para minimizar o impacto da perturbação. A rápida amortização das oscilações subsequentes evidencia uma ação derivativa bem dimensionada.

O desempenho global pode ser considerado satisfatório por vários aspectos técnicos relevantes. Em primeiro lugar, a ausência de erro estacionário comprova que a ação integral está adequadamente calibrada. Além disso, não se observam instabilidades ou oscilações sustentadas, indicando que o acoplamento entre as malhas foi devidamente considerado no ajuste dos parâmetros.

O sucesso alcançado com o método de tentativa e erro pode ser atribuído a diversos fatores. A flexibilidade inerente a esta abordagem permitiu ajustar separadamente as ações proporcional, integral e derivativa, adaptando-as às particularidades da dinâmica real do processo. Além disso, o método empírico mostrou-se eficaz em compensar eventuais não-linearidades não contempladas nos modelos teóricos.

Com isso, o desempenho satisfatório obtido justifica a utilização do método de tentativa e erro, embora seja importante reconhecer que métodos sistemáticos de sintonia podem oferecer maior consistência em condições operacionais variadas. Esta análise reforça a importância de uma abordagem pragmática no ajuste de controladores PID, especialmente em sistemas complexos como malhas em cascata.

Todavia, quando o distúrbio ocorre na variável manipulada, o sistema perde capacidade de reação rápida — o controlador tenta compensar usando a mesma variável que está sendo afetada e para manter a concentração de cloro no fundo constante, é melhor manipular uma variável que tenha impacto direto sobre esse valor, mas que não esteja sendo perturbada, como por exemplo, a alimentação de vapor saturado que afeta diretamente a eficiência da dessorção e, portanto, a concentração de cloro no fundo. Assim, o sistema reage à variação de HCl ajustando o "poder de arraste" do vapor, mantendo a qualidade da água no fundo.

6. CONCLUSÃO

Este trabalho explorou aspectos fundamentais de modelagem, simulação e controle de processos, com foco específico na dinâmica e regulação da alimentação de HCl em uma coluna de *stripper* de água clorada, desenvolvendo-se em três eixos principais: caracterização do sistema, desenvolvimento de estratégias de controle e análise comparativa de desempenho.

Inicialmente, a modelagem termodinâmica no *Aspen Hysys* verificou a adequação do sistema implementado para representar o funcionamento da coluna na obtenção de água declorada. Os resultados demonstraram não apenas a precisão do modelo, mas também evidenciaram o impacto positivo de sistemas economizadores na redução de custos industriais. A transição para a simulação dinâmica revelou comportamentos característicos através de testes com distúrbios em degrau, permitindo identificar claramente a resposta em "S", o tempo morto inicial e a estabilização em novo patamar operacional.

A análise dos dados experimentais levou à formulação de uma função de transferência de primeira ordem, que serviu como base para o desenvolvimento de estratégias de controle no ambiente *Simulink*. A implementação de uma malha em cascata para regulação da vazão de HCl mostrou-se particularmente interessante, com a malha secundária sendo sintonizada por três abordagens distintas. No entanto, foi identificado que, quando o distúrbio ocorre na própria variável manipulada, o sistema perde capacidade de reação rápida. Nesse contexto, uma estratégia mais eficaz seria manipular uma variável externa ao distúrbio.

Os métodos convencionais de Ziegler-Nichols e Cohen-Coon apresentaram limitações significativas, com valores elevados de IAE (9 e 10,1, respectivamente) e ITAE (49,5 e 50), demonstrando incapacidade para eliminar completamente o erro em regime permanente. Em contraste, a abordagem por tentativa e erro, implementada através de um controlador PID, mostrou-se superior, alcançando IAE de 1 e ITAE de 1,5, com resposta temporal mais estável.

A configuração em cascata demonstrou claras vantagens sobre o controle simples, com melhoria perceptível na resposta da PV. Os índices de desempenho para a malha completa registraram, após os ajustes de ganho, IAE de 3001 e ITAE de 14800 para o FIC-002, e IAE de 144 com ITAE de 792 para o AIC-001. O sistema demonstrou particular

eficácia na rejeição de distúrbios, com a malha interna (FIC-002) atuando preventivamente para evitar interferências na vazão de HCl.

Ademais, como perspectivas futuras, podem ser avaliados: um modelo mais refinado para a coluna de *stripper* de cloro com validação experimental em planta industrial; estudo com a vazão de vapor saturado como variável manipulada; exploração de métodos de sintonia em malha fechada que dispensem perturbações em malha aberta; e a investigação de estratégias de controle avançado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABICLOR. *Cloro em Síntese* – Informativo ABICLOR. ABICLOR, n. 169, maio 2023.

ASPEN TECHNOLOGY, Inc. (2019). *Aspen Plus User Guide*. Disponível em: <https://www.aspentech.com>.

AL MEHAIRBI, M. J.; AL MAHRI, S. A.; DADACH, Z. E. *Simulation of Stripper Flooding Due to the Increase of Feed Flowrate*. World Journal of Engineering and Technology, v. 08, n. 03, p. 443–455, 2020.

ALVES, P.; TAVARES, N. *Análise de diferentes tipos de ajuste de um controlador PID aplicado a um motor CC sem escovas*. [s.d.].

ANDRADE, M. H. S.; *Estudo e otimização da fluidodinâmica do anólito de células de cloro-soda com tecnologia de diafragma*. 2006. p. 12. Tese (Doutorado em engenharia de processos). UFCG, Campina Grande-PB.

CHU, F.; SU, M.; YANG, G. *Heat and mass transfer characteristics of ammonia regeneration in packed column*. Applied Thermal Engineering, n. 176, 5 maio 2020.

DIKIĆ, V. et al. *Stripping Enhanced Distillation—A Novel Application in Renewable CO₂ to Dimethyl Ether Production and Purification*. Separations, v. 10, n. 7, 1 jul. 2023.

ENDESS+HAUSER. CLD18: *Free Chlorine Sensor*. [S.l.], 2023. Disponível em: <https://www.endress.com>. Acesso em: 24 mar. 2025

FOUST, A.S. et. al. *Princípio das Operações Unitárias*. 2. ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982.

FREITAS, F. G. DE; BANDEIRA, A. C.; Magnabosco, A. L. *Balanço Socioeconômico Da Indústria De Cloro-Álcalis No Brasil 2020*. ABICLOR. [s.l: s.n.]. Acesso em: 9 fev. 2025.

GHOOREYSHI, A. A.; SADEGHIFAR, H.; ENTEZARION, F. *Efficiency assessment of air stripping packed towers for removal of VOCs (volatile organic compounds) from industrial and drinking waters*. Energy, v. 73, p. 838–843, 14 ago. 2014.

HOU, M. et al. *A clean and membrane-free chlor-alkali process with decoupled Cl₂ and H₂/NaOH production*. Nature Communications, v. 9, n. 1, 1 dez. 2018.

KINANI, S.; ROUMIGUIÈRES, A.; BOUCHONNET, S. *A Critical Review on Chemical Speciation of Chlorine-Produced Oxidants (CPOs) in Seawater. Part 1: Chlorine Chemistry in Seawater and Its Consequences in Terms of Biocidal Effectiveness and Environmental Impact*. Critical Reviews in Analytical Chemistry Taylor and Francis Ltd., 2022.

KRAVARIS, C.; KOOKOS, I. K. *Understanding Process Dynamics and Control*. Cambridge: Cambridge University Press, 2021.

LAMARTI, N. et al. *Recycling of Caustic Soda Used in a Pickling Bath by an Aluminum Industry*. [s.l.] Springer, 2022. v. 1417

LI, K. et al. *Revisiting Chlor-Alkali Electrolyzers: from Materials to Devices*. Transactions of Tianjin University Tianjin University, 1 jun. 2021.

MATHWORKS. MATLAB *User's Guide*. Versão 23.2.0 (R2023b). Disponível em: <https://www.mathworks.com/help/matlab/>. Acesso em: 23 de mar. de 2025.

NISA, N. I. F.; ALTWAY, A.; S, S. *Simulasi Unit Stripping CO₂ Dalam Packed Column Skala Industri Dengan Kondisi Non-Isothermal*. *Jurnal Rekayasa Kimia & Lingkungan*, v. 14, n. 1, p. 53–62, 21 jun. 2019.

OGATA, K. *Engenharia De Controle Moderno*. 5. ed. [s.l.] PEARSON, 2010.

O'BRIEN et al. *Handbook of Chlor-Alkali Technology*. Volume I: Fundamentals. New York: Springer, 2005. 5 v.

PAFFER, J. Z. A. *Simulação Dinâmica de uma Torre de Stripper*. Mestrado em Engenharia Química—Campina Grande: Universidade Federal de Campina Grande, mar. 2015.

PERRY, H.R.; GREEN, D.W. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7. ed. Londres: McGraw-Hill Professional Publishing, 1999.

BEZERRA, R. *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*. Disponível em: <<http://www.repositorio.ufal.br/jspui/handle/123456789/14466>>. Acesso em 10 jan. 2025

REQUENA-LEAL, I. et al. *On the use of chlor-alkali technology to power environmental electrochemical treatment technologies*. *Current Opinion in Electrochemistry*, v. 45, 1 jun. 2024.

ROY, H. et al. *A Sustainable Integration Approach of Chlor-Alkali Industries for the Production of PVC and Clean Fuel Hydrogen: Prospects and Bangladesh Perspectives*. *Processes*, v. 10, n. 8, 1 ago. 2022.

SENAI. *Automação e Controle de Processos Industriais*. Disponível em: <<https://faculdades.sp.senai.br/curso/98229/automacao-e-controle-de-processos-industriais>>. Acesso em: 10 fev. 2025.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J.; ROPER, D. K. *Separation Process Principles – Chemical and Biochemical Operations*. 3rd ed. New York: Wiley, 2010.

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: 26 ago. 2024.

STEPHANOPOULOS, G. *Chemical Process Control*. [s.l.: s.n.].

YU, G. et al. *Chlorine drying with hygroscopic ionic liquids*. *Green Energy and Environment*, v. 6, n. 3, p. 350–362, 1 jun. 2021.



TERMO DE AUTORIZAÇÃO

Graduação – Especialização – Mestrado – Doutorado – Memorial acadêmico – Relatório científico/Pós-doutorado

Na qualidade de titular dos direitos autorais deste trabalho, concedo ao Repositório Institucional da Universidade Federal de Alagoas, doravante nomeado RI/UFAL, o direito não-exclusivo de depositá-lo em sua base de dados (<http://www.repositorio.ufal.br>) e de distribuí-lo mundialmente, na íntegra e sem ressarcimento dos direitos autorais, conforme as permissões abaixo assinaladas, como também, de acordo com a Lei n. 9.610/98, **para fins não comerciais, leitura, impressão, download e demais usos que se fizerem necessários para a divulgação da produção científica brasileira a partir desta data.**

1 Tipo do trabalho

☐	Dissertação + Produto Educacional
☐	Dissertação
☐	Tese
☒	Trabalho de Conclusão de Curso (graduação)
☐	Trabalho de Conclusão de Curso (especialização)
☐	Memorial Acadêmico
☐	Relatório Científico/Pós-doutorado

2 Identificação do trabalho:

1º Autor(a)	Andressa Veríssimo de Brito
Lattes ¹	http://lattes.cnpq.br/1945362104797790
2º Autor(a) ²	
Lattes ¹	
Orientador(a)	Rodolfo Junqueira Brandão
Lattes ³ Orientador(a)	http://lattes.cnpq.br/6769143841803138
Coorientador(a)	Thais Logetto Caetité Gomes

1 Este campo deve ser **obrigatoriamente** preenchido com o link do currículo Lattes do(a) autor(a), no caso de **relatórios científicos de pós-doutorado, trabalhos de conclusão de curso (TCC) oriundos de pós-graduação lato sensu (especialização), teses, dissertações e memoriais acadêmicos**; sendo **opcional** para TCC provenientes de cursos de graduação.

2 Em caso de coautoria (mais de um autor) ou autoria coletiva (vários autores), todos os nomes devem ser informados, assim como os respectivos currículos Lattes (informação **obrigatória** para **dissertação e tese**).

3 Este campo deve ser **obrigatoriamente** preenchido com o link do currículo Lattes do(a) orientador(a), no caso de **relatórios científicos de pós-doutorado, TCC oriundos de pós-graduação (lato sensu), TCC provenientes de graduação, dissertações e teses**. Este item **não se aplica** a memoriais acadêmicos.



Membros da Banca:

1º Membro	Cristiane Holanda Sodré
2º Membro	Frede de Oliveira Carvalho
3º Membro	
4º Membro	
5º Membro	

Data da Defesa:	10/04/2025
------------------------	------------

Título do trabalho no idioma original:

Estratégia de um sistema de controle em cascata relacionando a composição do efluente a alimentação de topo de um modelo empírico de coluna de stripper

Palavras-chave no idioma original:

Industria de cloro e alcalis; Dessorção; Controle em cascata; Aspen Hysys; MATLAB

Título do trabalho em outro idioma (quando houver):

--

Palavras-chave em outro idioma (quando houver):

--



Curso de graduação/Programa de pós-graduação/Unidade:

Engenharia Química Bacharelado / Centro de Tecnologia (CTEC)

Agência de fomento (Capes, CNPq, Fapeal, etc.) / Preencha quando houver e informe qual:

4 Informação de acesso ao documento:

Liberação para publicação:	Total	☒
	Embargado ⁴	☐

Em caso de acesso embargado, justifique no campo abaixo:

5 Endereço do depositante para contato:

Logradouro:	Rua São Pedro; Conjunto João Meirins		
Nº 08	Compl.: Quadra 03	CEP:	57130-000
Cidade:	Santa Luzia do Norte	Estado:	Alagoas
Tel.(s):	(82) 98723-6624		
E-mail:	andressav.d.b@gmail.com		
Data de entrega do documento:	13/04/2025		

4 O embargo poderá ser mantido por até 01 (um) ano a partir da data de entrega do documento, informada no termo de autorização, salvo o resumo e os metadados (elementos referenciais) que ficarão sempre disponibilizados, em cumprimento à Portaria nº 13/2006 da CAPES (Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior). A prorrogação do prazo do embargo deverá ser feita no transcurso do primeiro ano do embargo, sendo necessária a justificativa junto ao RI/UFAL. A falta do requerimento da prorrogação do embargo dentro do prazo mencionado resultará na liberação imediata e automática de todo o conteúdo da produção científica.



Declaro, para os devidos fins, que:

☒

O documento entregue é meu trabalho original, sobre o qual ainda detenho o direito exclusivo de dispor dos direitos autorais, sem infringir direitos de terceiros.⁵

☒

O documento fornecido se trata da versão final do trabalho, devidamente corrigida conforme as recomendações da banca examinadora (quando for o caso).

☐

O documento entregue contém material de titularidade de terceiros, para o qual foi(ram) obtida(s) a(s) devida(s) autorização(ões) do(s) detentor(es) dos direitos autorais com o fim licenciar o documento conforme as permissões atribuídas. O material de titularidade de terceiros está devidamente identificado e expresso no documento entregue.⁶

☐

O documento fornecido foi elaborado com base em trabalho financiado/apoiado por instituição de fomento, sendo todas as obrigações estipuladas no contrato ou acordo integralmente cumpridas.⁷

☒

No documento submetido não há divulgação de dados sensíveis, estando o trabalho em conformidade com as disposições da Lei Geral de Proteção de Dados (Lei n. 13.709/2018).⁸

Declaro, por fim, que estou ciente de que o conteúdo submetido é de minha inteira responsabilidade.

Assinatura do(a) depositante

5 Esse item deve ser assinalado quando o documento possuir apenas um(a) autor(a).

6 Esse item deve ser assinalado quando o documento possuir mais de um(a) autor(a).

7 Esse item deve ser assinalado sempre que o trabalho tiver o financiamento de alguma agência de fomento.

8 Saiba sobre o conteúdo da LGPD em: https://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2015-2018/2018/lei/l13709.htm