IMPLEMENTAÇÃO DA ESTRATÉGIA DE CONTROLE PID LIMITES CRUZADOS NUMA PLANTA DIDÁTICA INTEGRANDO CLP SIEMENS S71512 MATLAB E NODE RED

IMPLEMENTATION OF THE CROSS-LIMIT PID CONTROL STRATEGY IN AN EDUCATIONAL PLANT INTEGRATING PLC SIEMENS S71512 MATLAB AND NODE RED

Sérgio Luiz da Conceição Matos[1]

Ricardo Martinez Vicentini[2]

Fabio Alves de Paula [3]

Jonatas Souza Silva[4]

Osmar Correia da Costa Neto[5]

Valdivan Ferreira de Souza[6]

RESUMO:

Neste artigo é descrito um projeto da implementação da estratégia de controle em limites cruzados e cascata desenvolvida na planta didática De Lorenzo. A abordagem adotada se encontra na técnica avançada de controle de limites cruzados, visando manter a razão de mistura entre 2 produtos em um sistema de 3 tanques específicos. O sistema de controle foi desenvolvido por meio de um controlador lógico programável Siemens 1512 interligado a uma remota na rede profinet conectado aos devices (nível e vazão) existentes na planta didática. O sistema de controle é complexo e envolve a comunicação eficiente com diversos componentes, como transmissores, inversores de frequência e uma estação remota de entradas e saídas. Neste trabalho é desenvolvido a integração crucial com diferentes softwares, tais como TIA Portal V16, Matlab, Indusoft Web Studio e Node-Red. O método escolhido para a sintonia dos controladores PID é o *Internal Model Control* (IMC), destacando-se pela consideração de critérios de desempenho específicos para cada variável do processo. Essa abordagem evidencia a importância de um conhecimento teórico sólido em funções de transferências em malha fechada e sua aplicação prática para alcançar um desempenho eficaz do sistema de controle de processos. O projeto engloba desde a configuração de *hardware* e lógica de programação até a sintonia avançada dos controladores, proporcionando uma visão abrangente das técnicas e tecnologias utilizadas no controle de processos industriais.

Palavras-chave: Controlador Lógico Programável (CLP); Funções de Transferência Malha Fechada (FTMF); Controle Cascata e Limites Cruzados, MATLAB SIMULINK, NODE-RED.

ABSTRACT:

This article describes a project to implement the cross-limit and cascade control strategy developed at the De Lorenzo teaching plant. The presented approach finds an advanced cross-limit control technique, maintaining the mixing ratio between 2 products in a specific 3-tank system. The control system was developed using a Siemens 1512 programmable logic driver interconnected to a remote on the Profinet network connected to devices (level and flow) existing in the teaching

plant. The control system is complex and involves efficient communication with several components, such as transmitters, frequency inverters and a remote input and output station. In this work, a crucial integration is developed with different software, such as TIA Portal V16, Matlab, Indusoft Web Studio and Node-Red. The method chosen for tuning PID controllers is Internal Model Control (IMC), which stands out for considering specific performance criteria for each process variable. This approach highlights the importance of solid theoretical knowledge in closed-loop transfer functions and their practical application to achieve effective performance of the process control system. The project encompasses everything from hardware configuration and programming logic to advanced tuning of controllers, providing a comprehensive view of the techniques and technologies used in industrial process control.

Keywords: Programmable Logic Controller (PLC); FTMF (Closed Loop Transfer Functions); Cascade Control and Crossing Limits, MATLAB SIMULINK, NODE-RED.

1 INTRODUÇÃO

Em Visioli (2005), foi proposta uma nova arquitetura de controle de razão baseada na Blend Station RS de Hägglund (2017) com o objetivo de alcançar melhores respostas transitórias, adotando uma variação no parâmetro "a" (figura 2) em relação ao tempo, tal que este seja representado relacionado a variável tempo. Visioli (2005) considera que para esta arquitetura os processos P1, P2 e P3 (figura 2) devem ser modelados como funções de transferência de primeira e segunda ordem relacionando o tempo morto ($e^{-L_1 s}$, $e^{-L_2 s}, e^{-L_3 s}, e^{-L_{1,3} s}, e^{-L_{2,3} s}$) e constante de tempo $\mathrm{T}_1(s)$, $\mathrm{T}_2(s)$, $\mathrm{T}_3(s)$, desenvolvendo-se os processos $\mathrm{P}_1(s), \mathrm{P}_2(s), \mathrm{P}_3(s)$ a serem integrados ao método de sintonia IMC, conforme ilustra a figura 1. As Funções de Transferência dos processos P1, P2 e P3, no domínio de Laplace, são descritas a seguir:

$$\mathrm{P}_1(\mathrm{s}) = \frac{\mathrm{K1}}{\mathrm{T}_1(\mathrm{s}) + 1} \mathrm{e}^{-\mathrm{L1s}} \tag{1}$$

$$\mathrm{P}_2(\mathrm{s}) = \frac{\mathrm{K2}}{\mathrm{T}_2(\mathrm{s}) + 1} \mathrm{e}^{-\mathrm{L2s}} \tag{2}$$

$$\mathrm{P}_3(\mathrm{s}) = \frac{\mathrm{K3}}{\mathrm{T}_3(\mathrm{s}) + 1} \mathrm{e}^{-\mathrm{L3s}} \tag{3}$$

Para o método IMC aplicado ao sistema de 3 tanques conforme figura 3, temos o sistema de segunda ordem no qual proporciona o ajuste do tempo derivativo a ser parametrizado no $\mathrm{C}_1(s)$ (Controlador PID1 a ser configurado).

$\mathrm{P}_1(\mathrm{s})$ e $\mathrm{P}_3(s)$

$$P_{1,3}(s) = \frac{K_{1,3}}{(T_3 s + 1)(T_1 s + 1)} e^{-L_{1,3} s} \quad (4)$$

$$P_{2,3}(s) = \frac{K_{2,3}}{(T_3 s + 1)(T_2 s + 1)} e^{-L_{2,3} s} \quad (5)$$

Figura 1 – Método IMC (Modelamento interno do controlador)

Modelo Processo	Kp	Ti	Td
$\frac{K}{\tau s + 1}$	$\frac{\tau}{K \times \lambda}$	τ	–
$\frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{(\tau_1 + \tau_2)}{K \times \lambda}$	$(\tau_1 + \tau_2)$	$\frac{\tau_1 \times \tau_2}{(\tau_1 + \tau_2)}$
$\frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1}$	$\frac{2\xi\tau}{K \times \lambda}$	$2\xi\tau$	$\frac{\tau}{2\xi}$
$\frac{K}{s}$	$\frac{1}{K \times \lambda}$	—	—
$\frac{K}{s(\tau s + 1)}$	$\frac{1}{K \times \lambda}$	—	τ

Fonte: Elaborado pelo autor

Na área de controle de processos, determinadas variáveis necessitam de ajustes refinados para garantir a qualidade do produto desejado, ou mantê-la dentro dos parâmetros seguros e vida útil dos equipamentos utilizados nas operações unitárias, preservando o meio ambiente e sobretudo vidas humanas. Portanto, o domínio na área de controle de processos deve ser primordial na vida do profissional da automação. É uma área repleta de fundamentação teórica necessária para que sua aplicação tenha sucesso.

Determinada indústria tem um tanque que é alimentado através da vazão de 2 produtos distintos numa relação pré-definida de 50%. Para evitar que a mistura fique com excesso nas situações de mudança de carga, a estratégia de controle a ser implementada será o controle de limites cruzados. Para realizar o controle do processo foi especificado um CLP (Controlador Lógico Programável) modelo Siemens S71512 conectado a remota ET200SP Siemens estabelecendo a telemetria com transmissores, inversores de frequência e sistema de supervisão MATLAB SIMULINK e NODE-RED que serão integrados através de rede de comunicação Profinet.

1.1 Problema de pesquisa

Segundo Campos & Teixeira (2011), o controle de limites cruzados é uma técnica avançada utilizada em processos industriais complexos, definindo a vazão deseja de misturas entre dois produtos que está associada a demanda necessária para a produção.

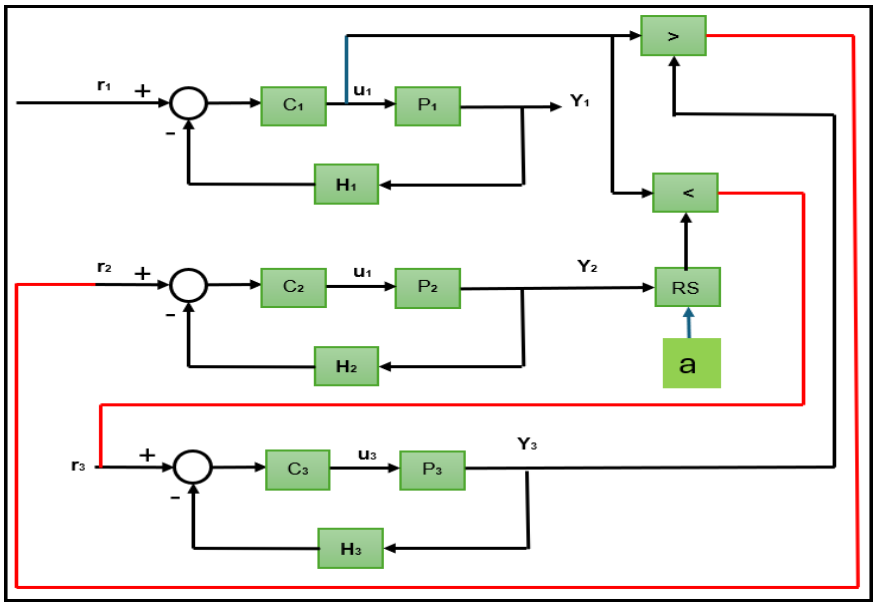
Conforme Murrill (2000), um tipo comumente encontrado de sistema de controle de *feedback* de malha múltipla é o controle de proporção (às

vezes chamado de controle de fração).

A automação de processos industriais que utilizam a mistura de líquidos, tais como a indústria farmacêutica e de tratamento de água industrial devem manter a proporção entre os componentes para evitar perda de qualidade no produto. No entanto este tipo de controle, apresenta problemas de manter a proporção quando ocorrem modificações no controle através de mudanças de *set point* e variações externas (Ogata, 2011).

Nesta nova adequação, o controlador de circuito único $C_1(s)$ é selecionado como controlador PID série conforme o método IMC aplicado para segunda ordem, descrito nas equações $P_{1,3}(s)$ (Tanque 1 e 3), $C_2(s)$ e $C_3(s)$ como controladores PI (Proporcional Integral) com ponderação de ponto de ajuste. Ou seja, as variáveis manipuladas u_1 e u_2 a serem desenvolvidas como controle de uma planta industrial de mistura por intermédio de três controladores, que recebem informações relacionadas a proporção entre os dois produtos através de um módulo denominado RS (Estação de Razão convencional) conforme figura 2, na qual será integrado a planta de instrumentação (figura 4) no desenvolvimento da estratégia de limites cruzados.

Figura 2 – Diagrama da estratégia de controle Cascata, Razão e Limites Cruzados de Razão em sistemas de mistura.



Fonte: Elaborado pelo autor

1.2 Objetivo(s)

Desenvolver uma malha de controle de limites cruzados utilizando a planta didática De Lorenzo, sendo 2 processos de nível e 1 processo de vazão, com a finalidade de manter a razão de uma mistura entre dois produtos dentro dos limites de segurança *Override,* para a demanda de controle em Cascata.

Realizar a comunicação entre o CLP Siemens junto a estação remota ET200SP de entradas e saídas (digitais e analógicas), interligando os instrumentos de campo das plantas.

Elaborar a configuração da lógica para controle instrumentado das plantas.

Efetuar aquisição de dados em tempo real para gerenciamento e otimização das plantas, utilizando o MATLAB SIMULINK e NODE-RED.

1.3 Justificativa

Segundo Franchi (2011), em controle de processos podem ocorrer situações em que duas ou mais variáveis não podem exceder limites por razões de economia, eficiência ou segurança. Nesse projeto o número de variáveis controladas é maior que o número de variáveis manipuladas, justificando a configuração do seletor *Override* passa alto e baixo (figura 2) a serem atribuídos para seleção dos pontos de controle $r_2(s)$ e $r_3(s)$, sendo $r_1(s)$ a referência local para $C_1(s)$ (Controlador Cascata para demanda de consumo), justificando sua utilização em processos que envolvem misturas, reações químicas, sistemas biológicos e outras aplicações que exigem manutenção de várias variáveis dentro de limites estreitos. Esta pesquisa se justifica pela importância em manter a relação de uma mistura de dois produtos miscíveis ($Y_2(s)$ e $Y_3(s)$). O Método de Sintonia IMC, utilizado neste trabalho, proporciona a utilização da ação derivativa no *loop* principal $C_1(s)$ conforme o modelamento $P_{1,3}(s)$ (equação 3), que consiste no processo de segunda ordem atribuindo o ajuste da ação derivativa no controlador $C_1(s)$ (nível TQ3, demanda de consumo). Nesse tipo convencional de controle de razão na figura 2, a saída $Y_2(s)$ é o fluxo principal e o ponto de ajuste externo remoto ($r_2(s)$) define o fluxo principal desejado. O outro *loop* $C_3(s)$, que consiste no processo $P_{2,3}(s)$, modelos de 2º ordem proporcionado ao controlador $C_3(s)$ a configuração da ação proporcional e integral. O controle de Razão otimiza controlar o fluxo de $Y_2(s)$ de forma que a fração $\frac{Y_3(s)}{Y_2(s)}$ seja igual a um fator "a". Segundo Visioli (2005), na Estação Razão (*Ratio Station - RS*) o set point ($r_2(s)$) é determinado por $r_3(s) = aY_2(s)$

Esta proporção satisfeita no estado estacionário é $\frac{Y3(s)}{Y2(s)} = a$, será estabelecido na lógica desenvolvida na estratégia de controle PID ($C_2(s)$ e $C_3(s)$) no CLP.

Outro exemplo para aplicação do controle de limites cruzados é a relação entre combustível e ar para realizar a combustão de caldeira para geração de vapor. Apesar de termos as proporções para uma mistura ideal entre os produtos ar e combustível, essa composição nem sempre ocorre dentro dos parâmetros desejados, assim, somos obrigados a garantir que haja mais ar do que combustível por razões simples, pois com o volume do ar mais elevado, teremos certeza de que todo combustível foi queimado (Mendonça et. al., 2022).

Queimar todo o combustível é extremamente vantajoso, pois é mais caro que o ar, e menos poluente, pois o combustível que não queima é liberado para o meio ambiente. Entretanto, se a quantidade de ar for grande demais, não é alcançado o rendimento necessário. Então, é necessário garantir que a quantidade de ar seja sempre maior em relação ao combustível. A presença de tempo morto em processos industriais é proveniente do transporte de energia nos processos industriais (Matos, 2018).

2 REVISÃO DE LITERATURA

Os controladores $C_1(s)$, e $C_2(s)$, serão implementados nesse projeto por consequência da estrutura PID série existente no CLP, e podem ser expressas como:

$$u_1(t) = K_{p1}\left(y_1(t) - r_1(t) + \frac{1}{T_{i1}}\int_0^t (y_1(t) - r_1(t))dt + td\frac{d(y_1(t) - r_1(t)}{dt}\right) \quad (6)$$

Sendo $u_1(t)$ sinal de correção do controlador $C_1(s)$, atribui a entrada remota do *Override* a ser comparada com a variável antecipatória $Y_2(s)$ e $Y_3(s)$ com a função de determinar os pontos de controle para $r_2(t)$ e $r_3(t)$.

$$u_2(t) = K_{p2}\left(r_2(t) - y_2(t) + \frac{1}{T_{i2}}\int_0^t (r_2(t) - y_2(t))dt + td\frac{d(r_2(t) - y2(t)}{dt}\right) \quad (7)$$

$u_2(t)$ é o sinal da variável manipulada do controlador $C_2(s)$ (PI série), que proporciona o modelamento $P_{2,3}(s)$ conforme descrito na equação de modelamento 4 do processo a variável de processo $Y_2(s)$ (vazão TQ1). A Estação Razão (*Ratio Station* - RS) determina o valor de razão que será comparada com $u_1(t)$ pelo seletor de menor valor a ser atribuído em $r_3(t)$ remotamente determinando o ponto de controle ao produto B (OU et. al., 2007).

$$u_3(t) = K_{p3}\left(r_3(t) - y_3(t) + \frac{1}{T_{i3}}\int_0^t (r_3(t) - y_3(t))dt + td\frac{d(r3(t) - y3(t)}{dt}\right) \quad (8)$$

$u_3(t)$ sinal de correção da variável manipulada do $C_3(s)$ (PI série) referente ao modelamento $P_{1,3}(s)$ equações de modelamento 3 do processo que determina a $Y_3(s)$ (vazão TQ2) sendo comparada a $u_3(t)$ pelo seletor *Override* de maior valor proporcionando o ponto de ajuste $r_2(s)$ produto A referente ao consumo $u_1(t)$.
O $r_1(s)$) será o ponto desejado pela demanda de consumo na qual nesse projeto integrado pelo ajuste do usuário através do *NODE-RED*.

Segundo Nise (2012), o controlador PID é usado para melhorar o desempenho desses sistemas de controle de processos demonstrado nesse trabalho com o uso do PID PLC Siemens S71512. Conforme Matos et. al. (2016), os recursos do controlador proporcional, integral e derivativo na automação baseada em sistemas digitais de controle serão aplicados em 3 PID´s blocados no CLP Siemens S71512.

3 METODOLOGIA

O projeto consiste em desenvolver o método de sintonia IMC figura 1 aplicado a função de transferência de segunda ordem, utilizando o ajuste da derivada do PID no controle de nível do tanque 3 (LIC-03=$C_1(s)$) da planta De Lorenzo (figuras 3 e 4) através das bombas de sucção que fazem a alimentação dos tanques superiores, 1 e 2, que representam os produtos (A=$Y_2(s)$ e B=$Y_3(s)$) em uma relação de 50%. Foi implementado o método de controle de limites cruzados para manter essa relação mesmo em condições adversas (OU, Linlin *et al*. 2007).

Figura 3 – Planta De Lorenzo Senai Santos

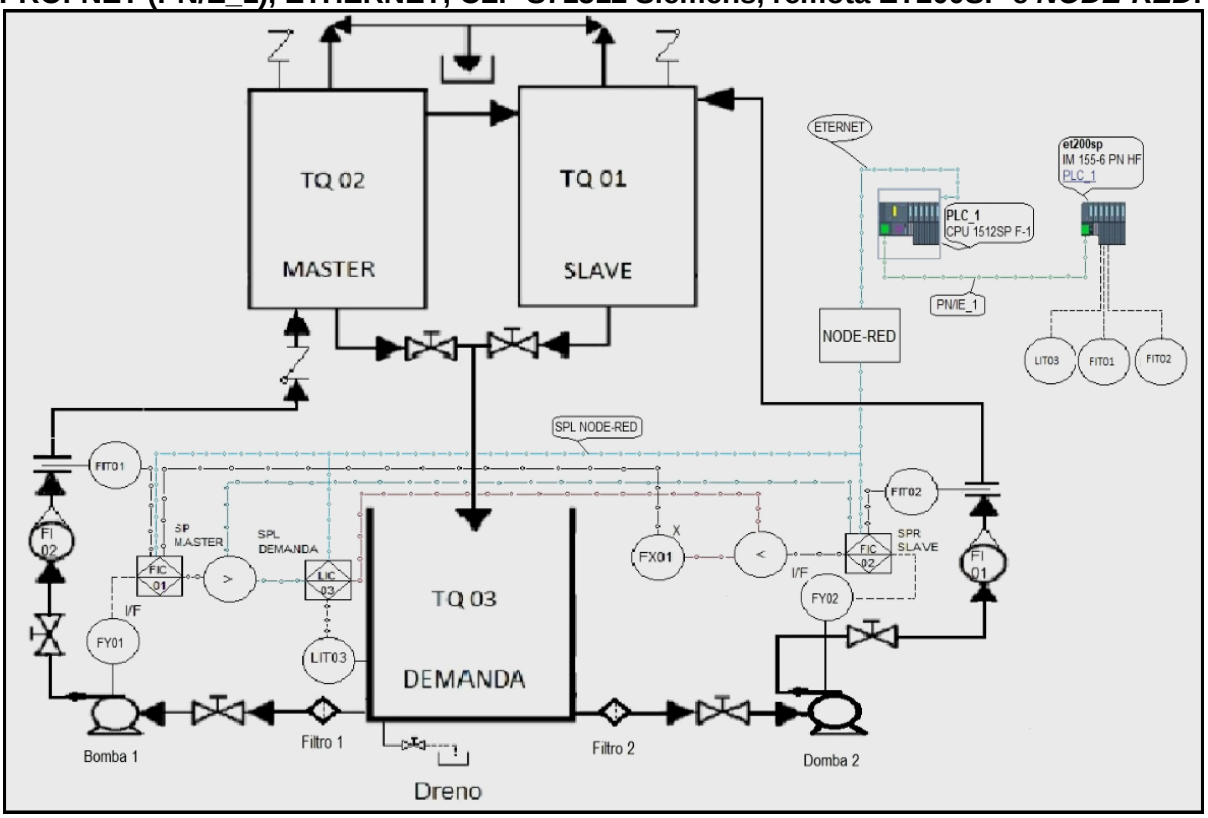


Fonte: Elaborado pelo autor

O valor desejável do set point local *Node-RED* (SPL=$r_1(s)$) inserido no LIC 03=$C_1(s)$ (figura 4), será o valor do ponto de controle do primeiro bloco PID, a quem o designamos como “demanda”. Este valor de set point ao ser comparado com o valor de leitura da variável de processo (LIT-01 = $Y_1(t)$), declarado na PV_IN, irá gerar um valor na saída do bloco (LMN) caso haja um erro ($r_1(t)-Y_1(t)$), a fim de controlar a variável $u_1(t)$ manipulada a fim de corrigi-lo no sentido de igualar o $r_1(t)-Y_1(t)$.

A saída (LMN=U1(t)) do bloco PID demanda (figura 6) passará por um bloco comparador *Override* seletor de valor máximo (figuras 2 ,4 e 7) onde será comparado com o valor do transmissor de vazão da *slave* FIT-3=$Y_1(t)$ (produto B), o bloco deixará passar para sua saída a variável que estiver com o valor mais alto. Este valor será o set point do segundo bloco PID $C_2(s)$=FIC 01, declarado como Vazão *Master*, que por sua vez será comparado com o valor de leitura do transmissor (FIT 01 = $Y_1(t)$) de vazão do produto “A” declarado na PV_IN do PID, havendo erro entre os valores ($r_2(t)-Y_2(t)$.), a saída do bloco (LMN_PER) irá controlar, através da saída analógica do CLP integrado a remota ET200SP (figura 4), o inversor de frequência interligado ao motor da bomba proporcionando FIT 01=$r_2(t)$ produto “A”.

Figura 4 – Fluxograma da planta de Instrumentação De Lorenzo com a telemetria PROFNET (PN/E_1), ETHERNET, CLP S71512 Siemens, remota ET200SP e *NODE-RED*.

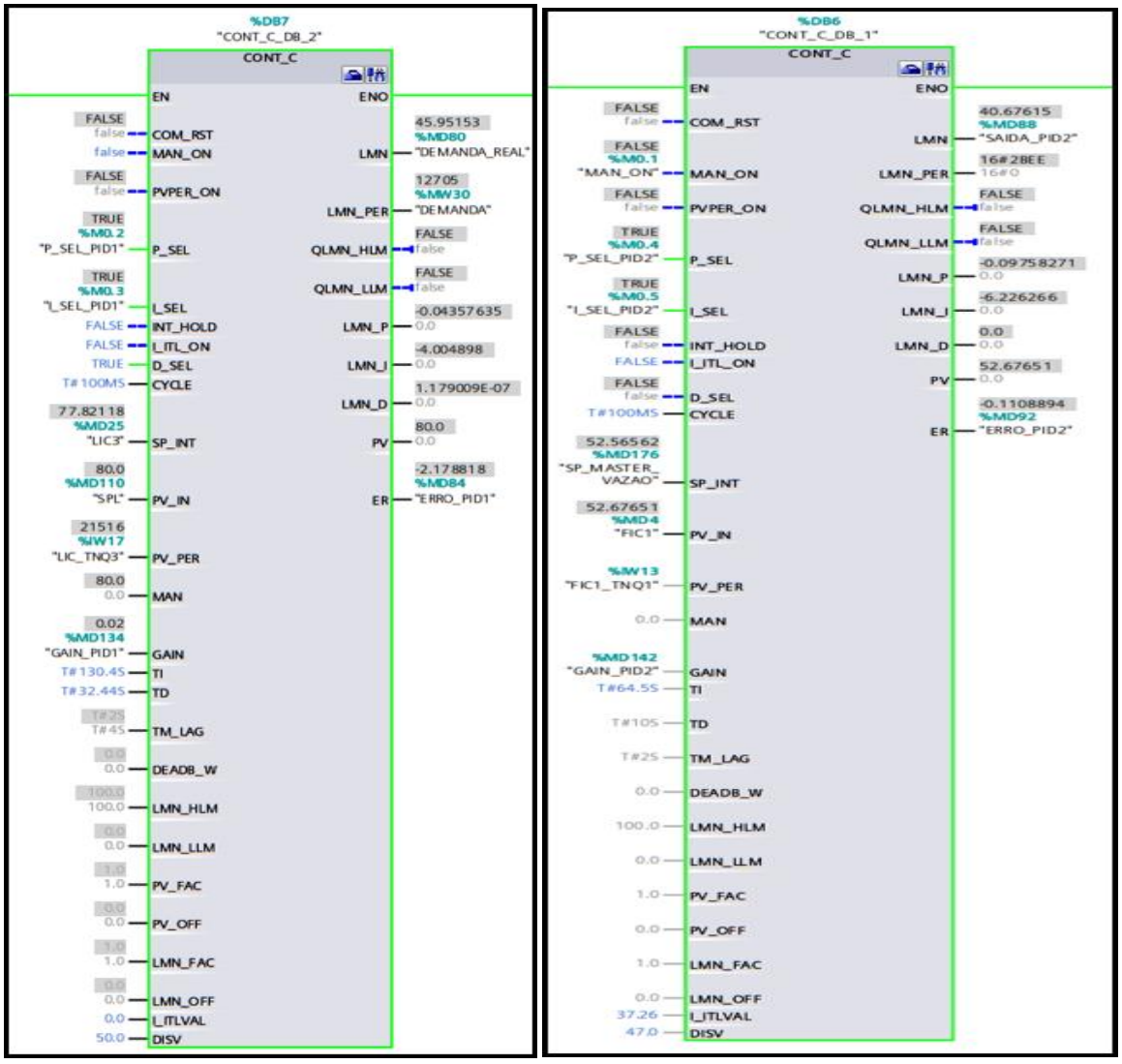


Fonte: Elaborado pelo autor

O valor de leitura da vazão *master* (FIT-01=$Y_2(t)$) antecipatório, será inserido em um bloco de multiplicação (figuras 4 e 7) (Fx01) estabelecendo a razão entre os dois produtos A e B. Como a razão escolhida foi de 50% este valor será multiplicado por 0,5. O resultado da multiplicação irá passar por um bloco de comparação de valor mínimo e será comparado com o valor de saída do primeiro bloco PID (demanda). A função do bloco seletor de valor mínimo irá deixar passar o valor da variável que estiver com o menor valor. Este valor será o *set point* do terceiro bloco PID (figura 7), a quem declaramos Vazão *Slave*. A saída LMN_PER deste bloco irá controlar a bomba de sucção do tanque do produto “B” através do sinal analógico do cartão de saída do CLP para o inversor de frequência.

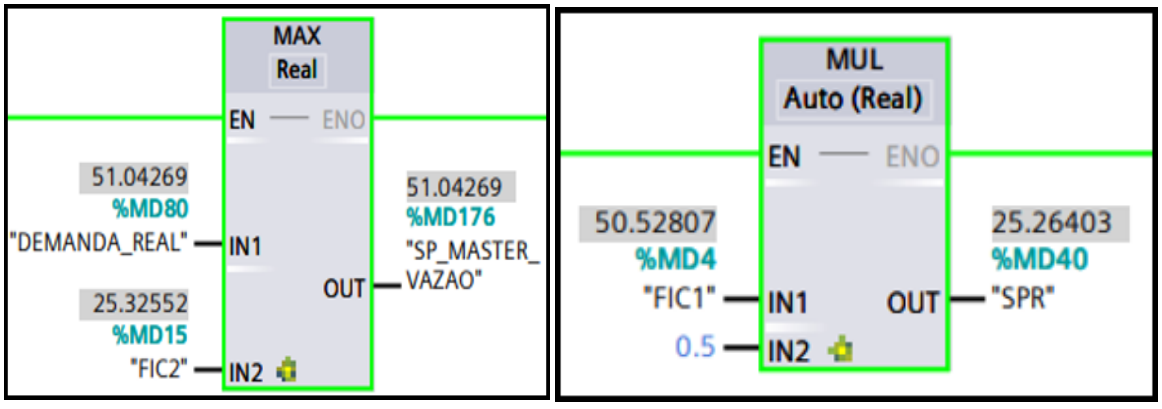
Para o nosso projeto, criamos uma aplicação Node-RED (figura 8) para coleta de dados utilizando nó Siemens (S7 in) para as variáveis dos transmissores e bombas e nó (Range) para escalonar os valores desses transmissores, sendo eles: FIT1, FIT2, LIT3, bem como o controle das bombas B1 e B2 diretamente dos cartões de I/O da remota ET200SP, sem que fosse necessário buscarmos esses valores no CLP Siemens 1512, e essa comunicação foi possível através do protocolo TCP/IP (figura 5) via interface com a remota ET200SP através de comunicação Profinet, possibilitando ainda o uso dos dados para aplicação de gestão de manutenção, sendo implementado dashboards para visualização dos resultados obtidos seguindo o mesmo conceito de utilização dos nós do node-red.

Figura 5: Bloco PID para o controle de demanda LIC 03 e Vazão *Master* FIC 01



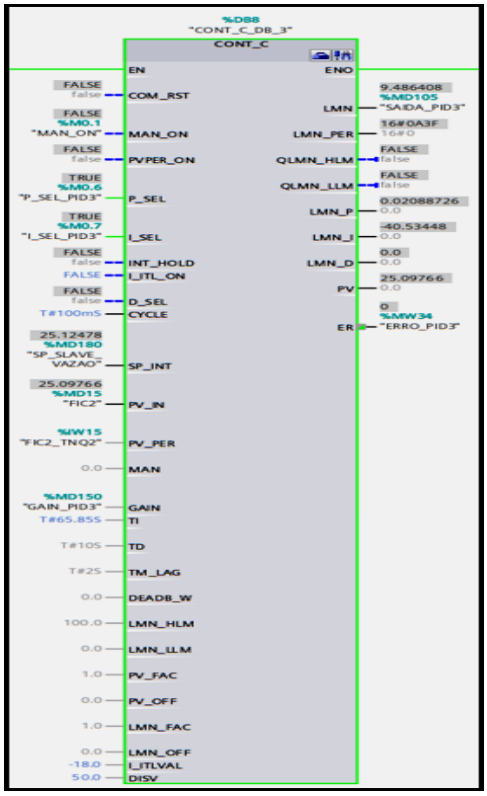
Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 6: Seletor de valor máximo e bloco Fx01(figura 4)



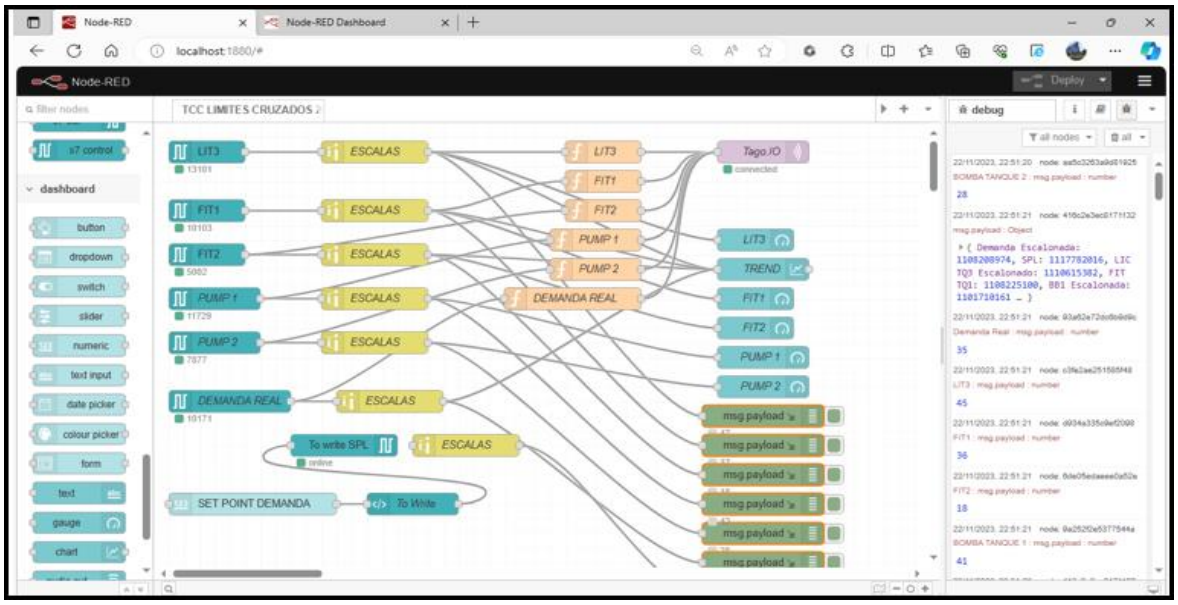
Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 7: Bloco PID para controle da vazão *Slave*



Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 8: Tela de Estrutura Geral Node-Red



Fonte: Elaborado pelo autor

Implementamos o método IMC para ajustarmos os três controladores

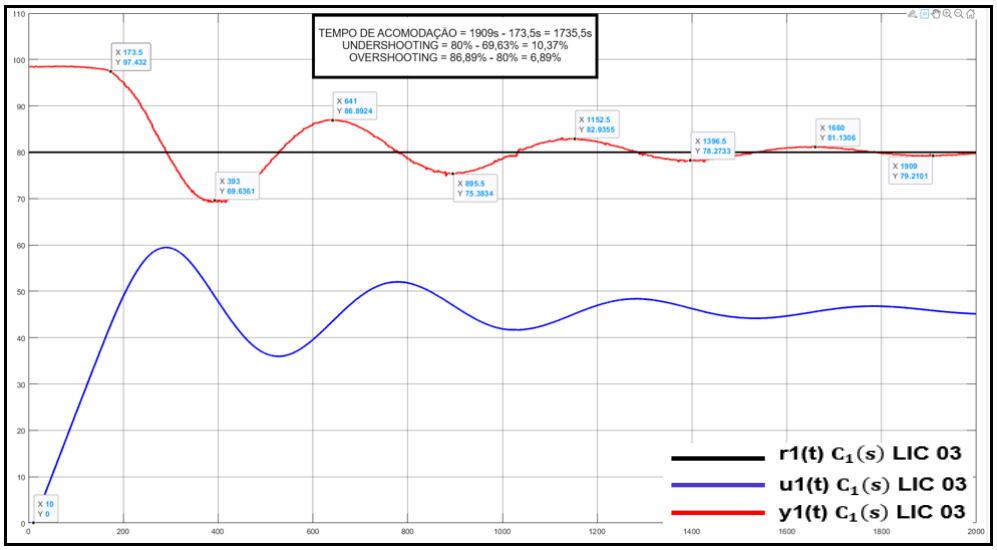
$C_1(s)$, $C_2(s)$ *e* $C_3(s)$ aplicando testes práticos com degraus de controle para obtermos as respostas transitórias referente a figura 2 e 4.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Em função da figura 1 (demanda) obteve-se os valores de sintonia Kp=0.002, Ti =130.3s e Td = 32.44s na qual o $C_1(s) = \text{LIC } 03$ foi parametrizado apresentando a resposta transitória figura 9.

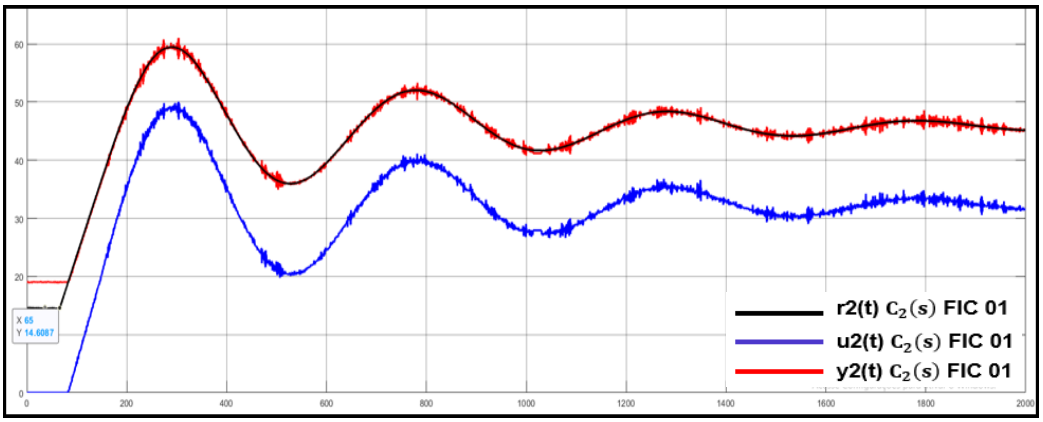
O método IMC aplicado a (vazão *master* $C_2(s) = \text{FIC } 01$) proporcionou os valores de sintonia Kp = 0.77, Ti = 64.5s e a resposta transitória (figura 10) e Kp = 0.88, Ti = 65.85s para vazão *slave* $C_3(s) = \text{FIC } 02$ e o gráfico de sintonia (figura 11). Os dados obtidos conforme o método de sintonia IMC, os valores serão inseridos no sistema blocado PID PLC Siemens. Esse tipo de programação apresentou-se como inovação para os softwares utilizados em simulação e controle no tempo real sobre as variáveis a serem controladas em futuras estratégias de controle (Santo et. al., 2022).

Figura 9: Gráfico Sintonia $C_1(s) = \text{LIC } 03$ demanda



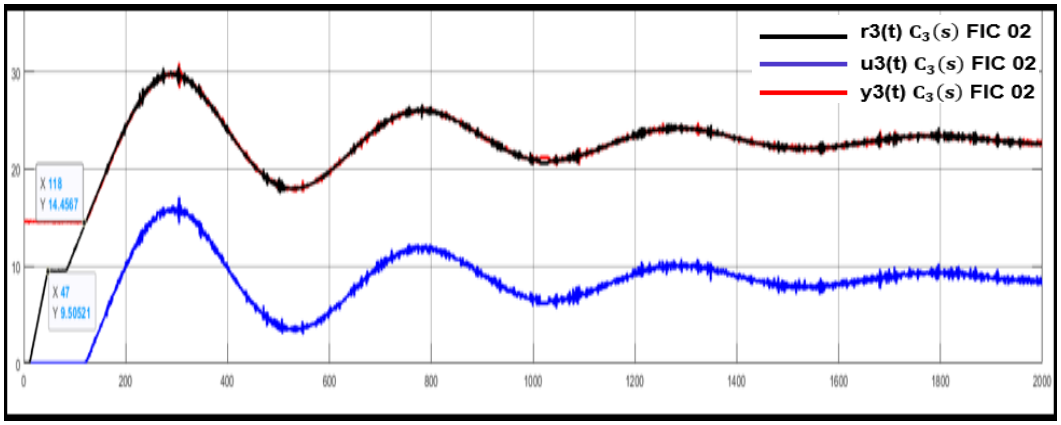
Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 10: Gráfico Sintonia $C_2(s) = \text{FIC } 01$ Vazão *Master*



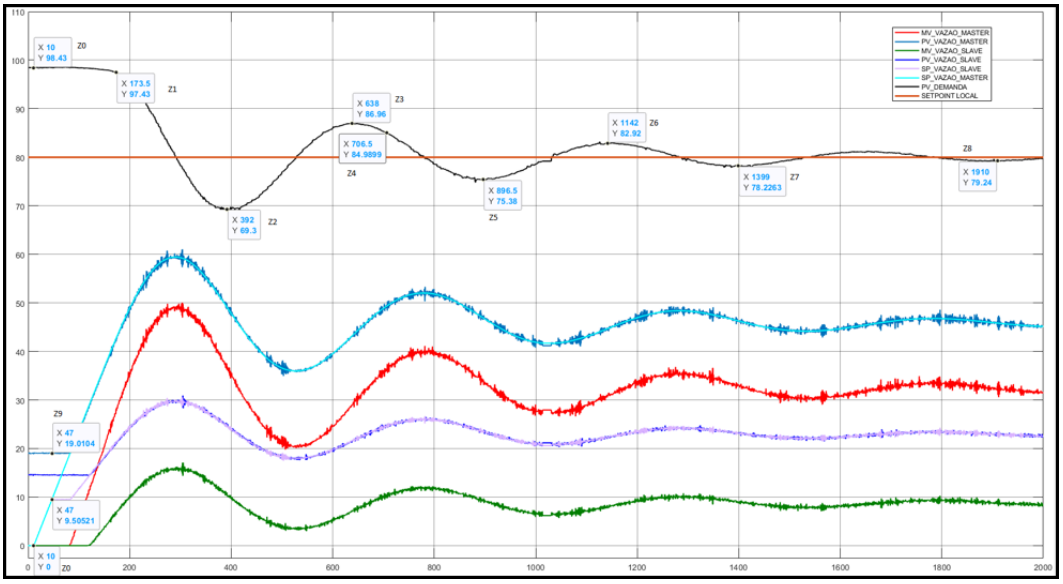
Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 11: Gráfico Sintonia $C_3(s)$ = FIC 02 Vazão *Slave*



Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 12: Gráfico Sintonia Controle Limites Cruzados



Fonte: Elaborado pelo autor

5 CONCLUSÃO

O trabalho desenvolvido proporciona a implementação da estratégia de controle duplo limites cruzados, comparar métodos de sintonia existentes em literaturas e artigos com modelamentos de controle.

A logica paraconsistente poderá ser integrada a esse projeto como nova estrutura metodológica na sintonia e modelamento das estruturas PID´s nos PLC´s industriais.

REFERÊNCIAS

CAMPOS, Mario Cesar M. Massa de; TEIXEIRA, Herbert C. G.. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. 2. ed. São Paulo: Edgar Blucher, 2011. 396 p.

FRANCHI, Clayton Moro. **Controle de Processos Industriais**: princípios e aplicações. São Paulo: Erica, 2011. 256 p.

HÄGGLUND, T.. The Tracking Ratio Station. **Control Engineering Practice**, [S.L.], v. 69, p. 122-130, dez. 2017. Elsevier BV. http://dx.doi.org/10.1016/j.conengprac.2017.09.016. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0967066117302198. Acesso em: 02 set. 2024.

MATOS, Sergio Luiz da Conceição *et al*. Recursos do Controlador Proporcional, Integral e Derivativo na Automação Baseada em Sistemas Digitais de Controle. **Seleção Documental**, Santos, v. 43, p. 9-14, Setembro de 2016.

MATOS, Sérgio Luiz da Conceição. **REDE DE ANÁLISE PARACONSISTENTE APLICADA EM MALHA DE CONTROLE DE RAZÃO PARA UM PROCESSO INDUSTRIAL**. 2018. 135 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Santa Cecília, Santos, 2018. Disponível em: https://stricto.unisanta.br/Mestrado/EngenhariaMecanica/Dissertacoes. Acesso em: 02 set. 2024.

MENDONÇA, Kelly Cristina Abou Arabi de *et al*. Estrutura Microprocessada com Ação de Controle de Razão Baseada em Lógica Paraconsistente Anotada. **Research, Society and Development**, [S.L.], v. 11, n. 13, p. 1-13, 13 out. 2022. Research, Society and Development. Disponível em: https://doi.org/10.33448/rsd-v11i13.35850. Acesso em: 02 set. 2024.

MURRIL, Paul W. **Fundamentals of Process Control Theory**. 3. ed. : Isa, 2000. 333 p.

NISE, N. S. **Engenharia de Sistemas de Controle**. 6º. ed. Rio de Janeiro: Ed. LTC, 2012, 1285 p.

Ogata, K. **Engenharia de Controle Moderno.** 5º ed. São Paulo: Pearson, 2011, 824 p.

OU, Linlin *et al*. A ratio control scheme decoupling disturbance response from set-point response. **Isa Transactions**, [S.L.], v. 46, n. 3, p. 277-287, jun. 2007. Elsevier BV. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.isatra.2006.11.002. Acesso em: 02 set. 2024.

SANTO, Leonardo do Espírito *et al*. Um Sistema de Controle Utilizando Algoritmo NAP Aplicado a uma Unidade Experimental no Controle de Vazão. **Journal Of Applied Instrumentation and Control**, [S.L.], v. 10, n. 2, p. 1, 19 ago. 2022. Universidade tecnológica Federal do Paraná (UTFPR). http://dx.doi.org/10.3895/jaic.v10n2.14455. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/363487792_Um_Sistema_de_Controle_Utilizando_Algoritmo_NAP_Aplicado_a_uma_Unidade_Experimental_no_Controle_de_Vazao. Acesso em: 02 set. 2024.

VISIOLI, Antonio. Design and tuning of a ratio controller. **Control Engineering Practice**, [S.L.], v. 13, n. 4, p. 485-497, abr. 2005. Elsevier BV. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2004.04.010. Acesso em: 02 set. 2024.

AGRADECIMENTOS

Gostaríamos de primeiramente agradecer a Deus, fonte de força e sabedoria que nos guiou todo o caminho e nos concedeu animosidade para superar os desafios para realização deste projeto. Agradecer também a todos os membros do grupo de pesquisa de Engenharia Elétrica, Eletrônica, Automação e Reindustrialização da Faculdade SENAI SP, que de forma direta ou indireta contribuíram para o desenvolvimento dessa pesquisa.

Sobre os autores:



[i] **SERGIO LUIZ DA CONCEIÇÃO MATOS**
Mestre em Engenharia Mecânica pela Universidade Santa Cecília (2018). Possui graduação em Engenharia Elétrica pela Universidade do Vale do Paraíba (2002), Pós-graduação em Engenharia de Segurança do Trabalho pela Universidade Santa Cecília (2010), Licenciatura em Física pela Universidade Metropolitana de Santos (2007) e Técnico de Instrumentação pelo Senai Santos (1989). Professor da faculdade SENAI Santos no curso de Tecnologia em Automação Industrial. ORCID: https://orcid.org/0000-0002-5595-3947



[ii] **RICARDO MARTINEZ VICENTINI**
Mestre em Engenharia Elétrica pela Universidade Federal do ABC - UFABC (2018), pós-graduado lato sensu em Automação Industrial pela Faculdade SENAI de Tecnologia Mecatrônica (2016) e Tecnólogo em Automação Industrial pela Faculdade de Tecnologia de São Vicente - FATEF (2013). Atualmente é professor na Faculdade SENAI de Tecnologia Mecatrônica e na Faculdade de Tecnologia de São Vicente. É membro da Sociedade Brasileira de Automática (SBA). ORCID: https://orcid.org/0000-0001-6974-0873



[iii] **FABIO ALVES DE PAULA**

Graduação como Tecnólogo em Automação Industrial pela Faculdade de Tecnologia SENAI Antônio Souza Noschese (2023). Técnico em Automação Industrial pelo Centro Federal de Educação Tecnológica de São Paulo (CEFET) (2007). Tem experiência na área técnica em instrumentação, com ênfase em manutenção, projetos, comissionamento e startup em sistema de automação do setor químico, petroquímico, gás e energia.



[iv] **JONATAS SOUZA SILVA**

Tecnólogo em Automação Industrial pela Faculdade de Tecnologia SENAI Antônio Souza Noschese (2023) e Técnico em Eletrotécnica pela ETEC Aristóteles Ferreira (2012). Tem experiência como técnico em manutenção elétrica, com ênfase em máquinas do setor portuário. Atualmente ocupa o cargo de Técnico em Automação na empresa Moinho Paulista SA.



[v] **OSMAR CORREIA DA COSTA NETO**

Tecnólogo em Automação Industrial pela Faculdade de Tecnologia SENAI Antônio Souza Noschese (2023), cursando Engenharia de Controle e Automação pela Faculdade SENAI de Tecnologia Mecatrônica e Pós-Graduação em Automação Industrial pela Faculdade SENAI de Tecnologia Mecatrônica. Técnico de Instrumentação pelo Senai Santos (2023).



[vi] **VALDIVAN FERREIRA DE SOUZA**

Graduação em Tecnologia em Automação Industrial pela Faculdade de Tecnologia SENAI Antônio Souza Noschese (2023). Trabalha na empresa Stolthaven Santos desde 2003, operações com granéis líquidos e químicos, máquinas e caldeiras.