

# IMPLEMENTAÇÃO E MODELAGEM MATEMÁTICA DE UMA PLANTA DE CONTROLE DE NÍVEL E APLICAÇÃO COMPARATIVA DE MÉTODOS DE SINTONIA PID

Diego José Galleano<sup>1</sup>  
André Luis Bianchi<sup>2</sup>  
Eduardo Pedro Eidt<sup>3</sup>  
João Daniel Klein<sup>2</sup>  
Renato Ely Castro<sup>2</sup>

### RESUMO

Dos algoritmos aplicados no controle de processos industriais, o PID é o mais utilizado, por isso, seu estudo e melhorias são de grande valia. Partindo desta premissa, este trabalho trata da implementação e modelagem matemática de uma planta didática de controle de nível e a implementação comparativa de três métodos distintos de sintonia de controladores PID: Ziegler-Nichols (ZN), Chien-Hrones-Reswick (CHR) e Cohen-Coon (CC). Nos resultados práticos, as diferenças entre os métodos foram observadas conforme são apresentadas na teoria. Os resultados de ZN são menos robustos e mais agressivos, pois tem maior tempo de estabilização e sobrevalor, entre os testados, o método CC tem estabilização mais rápida e menor sobrevalor, mas não é o mais robusto, já o CHR tem o segundo menor sobrevalor e estabilização, e é o método mais robusto dentre os testados.

**Palavras-chave:** Sintonia PID, Ziegler e Nichols - ZN, Chien-Hrones-Reswick - CHR, Cohen e Coon - CC, Controle de Nível.

### ABSTRACT

Of the algorithms applied in industrial process control, the PID is the most used, therefore, its study and improvements are of great value. Based on this, this work deals with the implementation and mathematical modeling of a level control didactic plant and the comparative implementation of three different methods of tuning PID controllers: Ziegler-Nichols (ZN), Chien-Hrones-Reswick (CHR) and Cohen-Coon (CC). In practical results, differences between methods were observed, like are presented in the theory. The results of ZN are less robust and more aggressive, since it has greater stabilization time and overshoot, among the tested ones, the CC method has faster stabilization and lower overshoot, but it is not the most robust, and the CHR has the second lowest overshoot and stabilization, and is the most robust method among the tested.

**Keywords:** PID tuning, Ziegler and Nichols - ZN, CHR, Cohen and Coon, Level Control.

<sup>1</sup> Acadêmico do Curso de Engenharia Elétrica / ULBRA.

<sup>2</sup> Professor do Curso de Engenharia Elétrica / ULBRA.

<sup>3</sup> Professor do Curso de Engenharia Mecânica / ULBRA.

# 1. INTRODUÇÃO

Nos cursos de Engenharia, dentre os assuntos estudados, são desenvolvidas disciplinas nas áreas de controle e instrumentação, tais como: Sistemas de Sinais, Engenharia de Sistemas de Controle, Instrumentação e Automação Industrial. Os temas são abordados de forma teórica, baseados em modelos matemáticos que recriam fenômenos físicos. Mas, para apoiar o entendimento dos conhecimentos dessas disciplinas, é recomendado o uso de experiências reais de aplicação.

Segundo Ogata (2010), a obtenção do desvio (diferença entre valor medido e desejado) depende da instrumentação, isto é, dos instrumentos de medição utilizados e a correção do desvio depende dos métodos de sintonia e controle do processo.

A instrumentação é a parte da engenharia que aplica e desenvolve técnicas para adequação de instrumentos de medição, transmissão, indicação, registro e controle de variáveis físicas em equipamentos nos processos industriais. Nas indústrias as principais grandezas ou variáveis de um processo que traduzem transferências de energia são: temperatura, pressão, vazão e nível. E quanto ao controle, o algoritmo mais utilizado na indústria é o Proporcional, Derivativo e Integral – PID (ALVES, 2012).

Se o modelo matemático do processo pode ser obtido, então é possível a determinação dos parâmetros do controlador PID que melhor atenderão ao regime transitório e permanente do sistema de malha fechada.

Nesse contexto, a fim de facilitar a consolidação do conhecimento teórico, entende-se que a utilização de uma planta de controle com a aplicação de algoritmos de controle PID distintos como ferramenta de apoio é de grande importância para os alunos entenderem os conceitos e a aplicação do controle de processos.

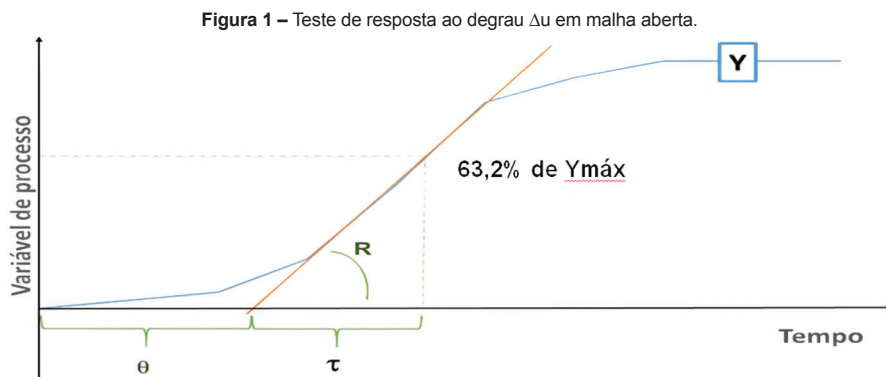
Segundo Alves (2012) alguns critérios de desempenho podem ser usados para sintonia dos controladores PID, tais como robustez, menor sobrevalor, menor tempo de subida e estabilização. E como nem todos os critérios de desempenho podem ser satisfeitos ao mesmo tempo, várias formas do algoritmo PID são utilizadas cada qual com suas características de resposta. Dentre os métodos de PID se destacam na indústria os métodos de Ziegler e Nichols - ZN resposta ao degrau e ganho crítico, também os métodos de Chien, Hrones e Reswick - CHR e Cohen e Coon – CC.

Assim, o objetivo deste trabalho é comparar o controle de PID com parâmetros de sintonia obtidos pelos métodos ZN, CHR e CC em um controle de nível.

Nestas implementações em um dado processo de primeira ordem, as sintonias propostas por ZN e por CC são mais agressivas e menos robustas (ganhos proporcionais altos e tempos integrais baixos). O método CHR apresenta valores intermediários de ganho proporcional e tempo de integral, tendo como resultado menor tempo de subida e menor sobrevalor (TEIXEIRA e CAMPOS, 2010; OGATA, 2010).

Para obtenção dos valores do PID pelo método ZN do ganho crítico, conforme Teixeira e Campos (2010), deve-se determinar ganho último  $K_u$ , que gera uma resposta

oscilatória na variável de processo (PV) no limite da estabilidade, e o período de oscilação  $P_u$ . No método ZN resposta ao degrau, em um teste em malha aberta, a partir da aplicação de um degrau  $\Delta u$  na saída do controlador, que se reflete em um ganho  $K$  no processo, se obtém na resposta do processo ( $Y$ ) a taxa de variação “ $R$ ” e o tempo morto “ $L$ ”, conforme figura 1. O ganho do processo  $K$ , o ganho último  $K_u$  e o período último  $P_u$  podem ser estimados, respectivamente, pelas equações 1, 2 e 3.



$$K = \frac{\Delta(\text{variável de processo } Y)}{\Delta(\text{variável manipulada})} \quad (1)$$

$$K_U = \frac{2 \cdot \Delta u}{R \cdot \theta} \quad (2)$$

$$P_U = 4 \cdot \theta \quad (3)$$

O método CHR sugere dois critérios de desempenho: a resposta mais rápida possível sem sobrevalor; e a resposta mais rápida com 20% de sobrevalor. A sintonia do controlador utiliza parâmetros de ganho do processo  $K$  e a razão  $R$  entre a constante de tempo do processo e o tempo morto ( $\tau/\theta$ ) (SILVA et al., 2014). Na prática a maioria dos processos industriais não precisa de uma resposta muito rápida e oscilatória, assim, a vantagem do método CHR é que, por se escolher um ganho mais baixo, o sistema fica mais robusto (mais longe da instabilidade) e pode absorver mais variações na dinâmica do processo (TEIXEIRA e CAMPOS, 2010).

Segundo Silva et al. (2014), o método CC representa o processo por um modelo de primeira ordem mais atraso de tempo, tal como o método ZN. A utilização deste método é bastante aceitável para sistemas mais complexos de controlar.

A tabela 1 apresenta como obter os parâmetros para a sintonia do controlador PID ( $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ ) com os métodos descritos.

**Tabela 1** – Parâmetros para sintonia do controlador pelos métodos ZN, CHR e CC<sup>4</sup>.

Método	Controlador	Kp	Ti	Td
ZN do ganho crítico	P	$0,5 \cdot K_u$		
	PI	$0,45 \cdot K_u$	$\frac{P_u}{1,2}$	
	PID	$0,6 \cdot K_u$	$\frac{P_u}{2}$	$\frac{P_u}{8}$
ZN resposta ao degrau	P	$\frac{\tau}{K \cdot \theta}$		
	PI	$\frac{0,9 \cdot \tau}{K \cdot \theta}$	$3,33 \cdot \theta$	
	PID	$\frac{1,2 \cdot \tau}{K \cdot \theta}$	$2 \cdot \theta$	$0,5 \cdot \theta$
CHR	P	$\frac{0,7 \cdot \tau}{K \cdot \theta}$		
	PI	$\frac{0,6 \cdot \tau}{K \cdot \theta}$	$\tau$	
	PID	$\frac{0,95 \cdot \tau}{K \cdot \theta}$	$1,357 \cdot \tau$	$0,473 \cdot \theta$
CC	P	$\left(1,35 + \frac{0,35 \cdot \theta}{\tau}\right) \frac{\tau}{K \cdot \theta}$		
	PI	$\left(0,9 + \frac{0,083 \cdot \theta}{\tau}\right) \frac{\tau}{K \cdot \theta}$	$\frac{\left(0,9 + \frac{0,083 \cdot \theta}{\tau}\right)}{\left(1,27 + \frac{0,6 \cdot \theta}{\tau}\right)} \cdot \theta$	
	PID	$\left(1,35 + \frac{0,25 \cdot \theta}{\tau}\right) \frac{\tau}{K \cdot \theta}$	$\frac{\left(1,35 + \frac{0,25 \cdot \theta}{\tau}\right)}{\left(1,54 + \frac{0,33 \cdot \theta}{\tau}\right)} \cdot \theta$	$\frac{0,5 \cdot \theta}{\left(1,35 + \frac{0,25 \cdot \theta}{\tau}\right)}$

## 2. MATERIAIS E MÉTODOS

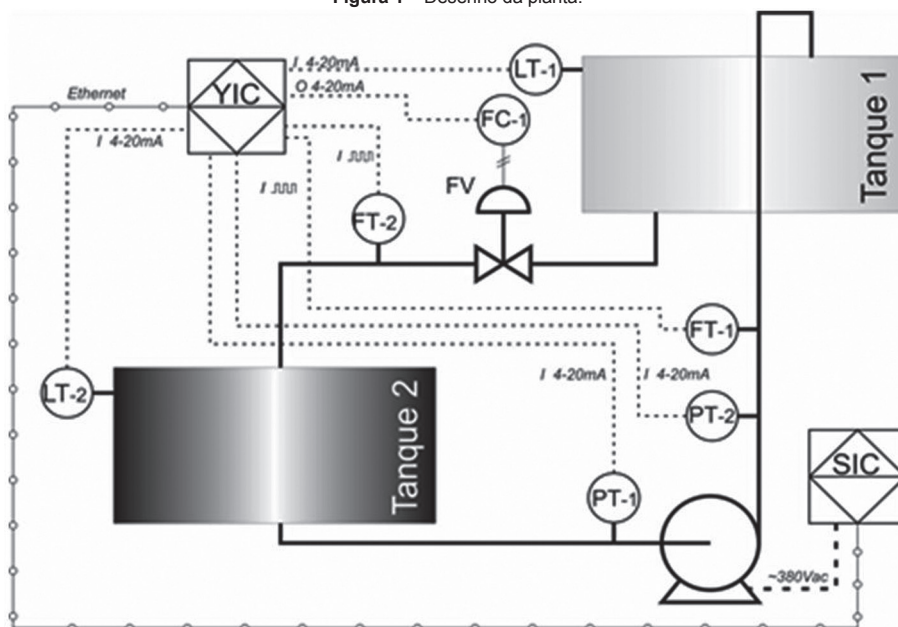
Para o desenvolvimento do projeto foram necessárias a montagem de uma planta de controle que envolvesse nível, sua instrumentação, a modelagem dos instrumentos e do processo, além de implementar o controle propriamente dito por meio de um controlador programável - CLP, além de possibilitar uma interface homem máquina – IHM para que se opere a planta.

<sup>4</sup> Tabela baseada em Teixeira e Campos (2010) e Silva et al. (2014).

## 2.1. A Planta de Controle

A estrutura da planta de controle montada consiste de dois tanques reservatórios de 200 litros em dois níveis. Observando na figura 1, o tanque 2 (TQ-2) alimenta uma bomba, a qual supre o tanque 1 (TQ-1) e é controlada por um inversor de frequência (SIC). Na bomba existem dois sensores de pressão, um na entrada (PT-1) e outro na saída (PT-2). Ainda, na saída da bomba há um sensor de fluxo (FT-1). No TQ-1 há o sensor ultrassônico para medição de nível (LT-1) e em sua tubulação de saída há uma válvula de controle (FV) e o segundo sensor de fluxo (FT-2). No TQ-2 também há um sensor para medição de nível (LT-2). Todo o processo é controlado por um Controlador Lógico Programável – CLP (YIC).

Figura 1 – Desenho da planta.



Como o trabalho trata do controle de nível, os únicos instrumentos utilizados no processo são o sensor LT-1 e a válvula FV, além da bomba, o inversor de frequência SIC e o CLP YIC. Os outros dispositivos estão disponíveis para projetos futuros. A planta montada é apresentada na figura 2.

Figura 2 – Planta de controle de nível montada.



A válvula FV que é o elemento final de controle da planta, ela foi desenvolvida a partir de uma válvula tipo gaveta. A qual, pelas limitações do sensor de medição, teve a abertura limitada a 83%, o que conforme a figura 3, não afeta significativamente a vazão, pois não há linearidade na relação “Abertura% x Vazão” (SOTOMAYOR, 2016).

Figura 3 – Relação de abertura da válvula gaveta com obstrução de passagem.



Fonte: Sotomayor, 2016.

Para variar a vazão da bomba, foi utilizado o inversor SIC, que permite mudar a energia fornecida pela bomba ao fluido, para seu escoamento pela tubulação. Tal energia também é denominada de *head* –  $H$  (ALVES, 2012), a qual pode ser dividida em parte estática e dinâmica ( $H=H_{EST}+h_{JT}$ ). A perda estática depende da instalação, já a perda dinâmica corresponde as perdas de carga na tubulação que se alteram com a vazão no sistema. Como o SIC altera a vazão da bomba, altera também seu *head*.

No sistema deste trabalho, o *head* estático é elevado e a perda de carga pequena, logo uma redução da rotação da bomba pode fazer com que a vazão caia a zero, o que gera dificuldade de ajuste no PID, limitando a atuação na bomba à uma pequena faixa de frequência. A ação tomada para contornar essa limitação foi a redução do diâmetro da tubulação na entrada do TQ-1, de 50 mm para 25 mm, ou seja, uma redução de quatro vezes na área.

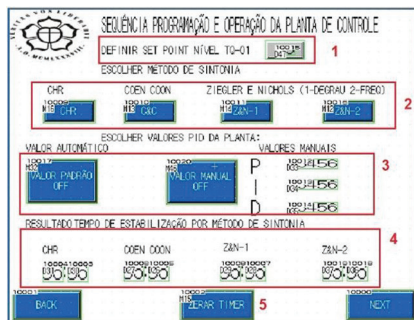
E para fazer a utilização e controle da planta, foi criado por meio da interface homem-máquina - IHM, cinco telas para auxiliar o usuário, figura 4. Sendo as telas:

- Entrada - com o símbolo da Ulbra e o botão *next* que passa para a próxima tela.
- Parametrização da planta – na qual se faz a escolha do método e parâmetro de PID. A tela é dividida em: (1) Define o *set point* – SP do TQ-01; (2) Escolha do método PID: CHR, C&C, Z&N-1 (resposta ao degrau) e Z&N-2 (ganho crítico); (3) Escolha dos valores do PID: automáticos (valores previamente calculados) e manuais (valores inseridos pelo usuário); (4) Cronômetro para registrar o tempo de estabilização de cada método; (5) Botões de voltar, avançar e zerar *timers*.
- Processo - onde é dado o início e o fim do processo e é mostrado em tempo de funcionamento da planta. A tela é dividida em: (1) Manual - liga/desliga bomba, mudar sua frequência de operação e abrir/fechar válvula proporcional; (2) Automático - ao clicar no botão iniciar processo o *timer* começa a contar, o sistema liga a bomba e controla a abertura da válvula conforme os parâmetros inseridos na Tela 2; (3) Botão de avançar/retornar as outras telas; (4) Valor porcentual de abertura da válvula - 0% fechada a 100 % totalmente aberta; (5) Indicação da velocidade da bomba em Hz; e (6) Nível do tanque TQ-01 mostrado de 0-100%.
- Gráfico do processo - no qual o usuário pode acompanhar os valores da variável de processo - PV e SP ao longo do tempo. Nos botões, há as opções de voltar para a tela de parametrização, a de processo ou zerar os valores do gráfico.
- Alerta - é um *pop-up* que indica que o botão de emergência foi acionado.

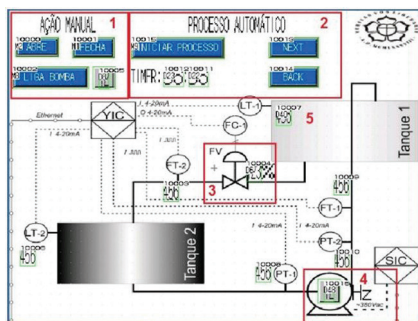
Figura 4 – Telas da IHM da planta de controle de nível.



Entrada



Parametrização da planta



Processo

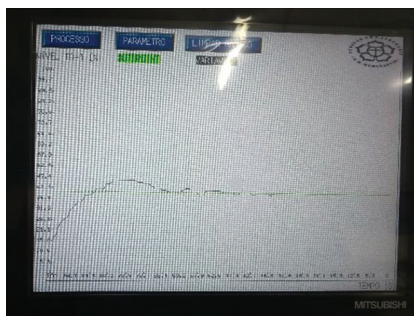


Gráfico do processo



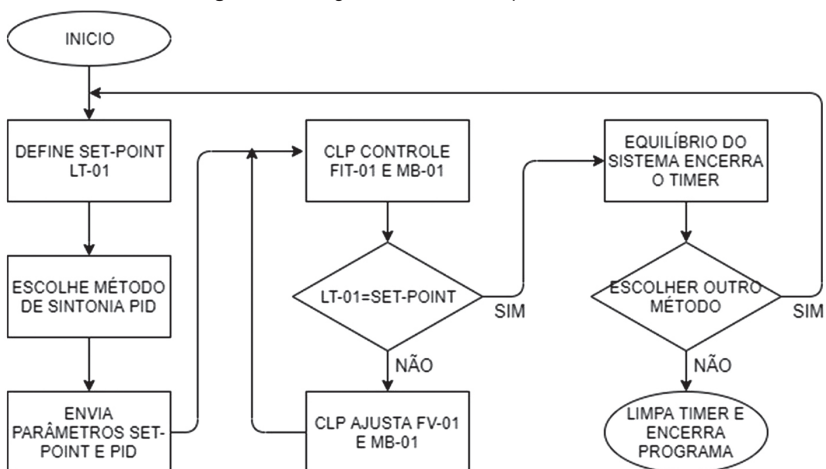
Alerta

Os valores mostrados e coletados nas telas são transferidos para o CLP via rede ethernet. O controle SIC pelo CLP é através de um sinal analógico de 0-10V e o comando de acionamento e parada é feito pelas entradas digitais.

A lógica do programa de controle da planta é descrita no fluxograma da figura 5.



Figura 5 – Fluxograma do controle da planta de nível.



O modelo levantado para a planta possui dois blocos PID's independentes, um para o controle da válvula e outro para o controle da bomba. O PID da válvula proporcional é de ação reversa, quanto maior o valor, menor o nível do TQ-2, de limites de 0-100 correspondentes à abertura percentual da válvula e valores  $K_p$ ,  $T_i$  e  $K_d$  específicos. Na bomba foi aplicado um controlador PI, de ação direta, quanto maior o valor na bomba maior será o nível do TQ-2, com faixa de 0-45 correspondentes a frequência máxima da bomba e valores  $K_p$  e  $T_i$  específicos. O tanque de processo TQ-1 possui função de transferência e um tempo morto de carregamento da água pela tubulação, representado pela equação de Padé.

### 3. RESULTADOS

Neste capítulo são mostrados os resultados obtidos com o desenvolvimento do projeto e memorial do desenvolvimento matemático das equações matemáticas usadas na modelagem da planta de controle.

#### 3.1. Modelagem da Planta de Controle

Segundo Ogata (2010), processos industriais envolvem, frequentemente, o fluxo de líquidos ao longo de tubos de conexão e de reservatórios. O fluxo nesses processos geralmente é turbulento e representando por equações diferenciais não lineares, entretanto se a região de operação for limitada, essas equações podem ser linearizadas. Assim, por se tratar de um sistema real, para obter-se as informações necessários para fazer a modelagem da planta foram feitas algumas suposições e testes práticos o para levantamento de dados.

### 3.1.1. Capacitância do TQ-1

A capacitância  $C$  de um reservatório é definida como a variação na quantidade de líquido armazenado necessária para causar uma mudança unitária no potencial (altura). A capacitância do reservatório é igual à sua secção transversal, se esta for constante em toda a altura do nível (OGATA, 2010).

Devido à característica física da montagem, o tanque possui um flange na sua base que liga o tanque à tubulação da válvula FV-1, devido à altura do flange ser o suficiente para cobrir a área trapezoidal na base do tanque até ele se tornar um cilindro uniforme, o cálculo da capacidade pode ser simplificado utilizando a área transversal do tanque como a capacitância, sendo  $C$  igual a 0,2375.

### 3.1.2. Resistência de sistema de nível TQ-1

Considerando o fluxo ao longo de uma tubulação curta, a resistência  $R$  ao fluxo de líquido é definida como a variação na diferença de nível necessária para causar uma variação unitária na vazão. Em muitos casos práticos, a resistência pode ser determinada pela construção da curva que mostra a altura do nível ( $H$ ) versus a vazão ( $Q$ ), com base em dados experimentais e medindo-se a inclinação da curva no ponto de operação em regime permanente (OGATA, 2010). Se a condição de operação não variar muito,  $R$  pode ser considerado o resultado de  $2 \cdot \bar{H} \cdot \bar{Q}^{-1}$ .

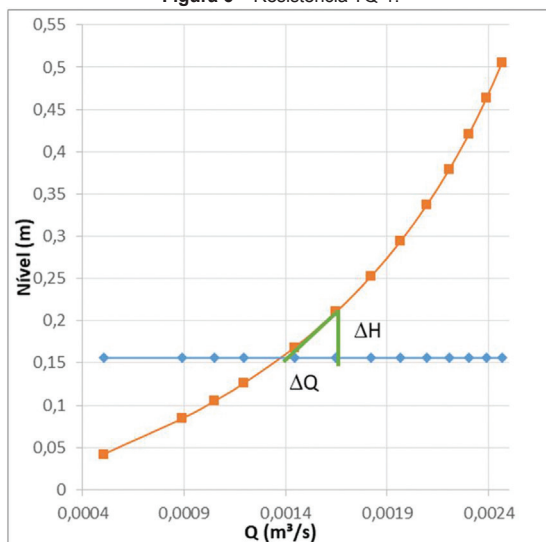
Neste trabalho para se chegar nos valores necessários para poder se calcular a resistência do TQ-1 foram realizados testes experimentais. O primeiro teste, dados na Tabela 3, foi para determinar a vazão do TQ-1 com a válvula 100% aberta.

Tabela 3 – Teste Resistência TQ-1.

Capacidade do Tanque (m <sup>3</sup> )	Altura da coluna d'água (m)	Tempo de escoamento (s)	Vazão – Q (m <sup>3</sup> /s)
0,025	0,105226409	23	0,001087
0,060	0,252543381	33	0,001818
0,070	0,294633944	37	0,001892
0,120	0,505086762	48	0,002500

Este primeiro teste teve como objetivo determinar a vazão em quatro níveis diferentes de capacidade do TQ-1, sendo a primeira e última medição referentes ao nível mínimo e máximo respectivamente e dois valores intermediários. Com base nestes dados foi obtida a função do tempo de escoamento do tanque -  $T = 262,25Q + 17,221$ . Com essa função foi calculada a vazão, tempo de escoamento e resistência com todos os níveis do tanque e fazer a média destes valores, e o gráfico da figura 6 foi plotado.

Figura 6 – Resistência TQ-1.



Assim obteve-se os valores de  $\Delta H=0,0542597\text{m}$ ,  $\Delta Q=0,0002715\text{m}^3/\text{s}$ ,  $R=199,826$  e  $t_s=47,47\text{s}$ . E a função de transferência obtida para o TQ-1 foi a da Equação 4.

$$H(S) = \frac{199,826}{47,47s+1} \quad (4)$$

### 3.1.3. Modelagem da Válvula proporcional

Segundo Smith e Corrípio (1999), para a modelagem da válvula proporcional, utiliza-se a função de transferência de uma válvula de primeira ordem (equação 5), com informações do ganho da válvula ( $K_V = Q/\text{abertura}_o$ ) e a constante de tempo do atuador da válvula ( $t_s$ ).

$$G_V(S) = \frac{K_V}{t_s S + 1} \quad (5)$$

Neste trabalho, a constante de tempo do atuador foi calculada medindo o tempo médio que o atuador leva para abrir 63% da válvula. O mesmo teste foi realizado medindo o tempo para o atuador fechar a válvula 63%, ambos tiveram um resultado médio de 4,5 s. Ainda, para determinar a função de transferência da válvula, foi medido o tempo necessário para liberar um volume de cinco litros com diferentes porcentagens de abertura da válvula. Fazendo a média da vazão pela abertura% obteve-se o ganho da válvula  $K_V$  de 0,000213. Assim, a função de transferência da válvula ficou conforme a equação 6.

$$G_V(S) = \frac{0,000213}{4,5s+1} \quad (6)$$

### 3.1.4. Modelagem da bomba

Com a perda de carga gerada pelas reduções o *head* estático da bomba, ou seja, a potência mínima exigida do sistema para vencer a coluna de água e encher as tubulações se manteve o mesmo, mas o *head* dinâmico, faixa de operação da bomba, teve um aumento significativo. A instalação das buchas de redução criou o efeito colateral de aumentar a pressão da descarga do fluido. Para evitar transbordamentos do tanque no jato inicial do processo, foi limitada a operação máxima da bomba em 45Hz e adicionado um tempo de aceleração de 1,5 segundos.

Fazendo a média da vazão pela rotação, encontra-se o ganho da bomba  $K_V$  de 0,0008. Como constante de tempo, foi considerado o tempo de aceleração 1,5s. Desta forma o modelo da bomba é o demonstrado na equação 7.

$$G_V(S) = \frac{0,0008}{1,5S+1} \quad (7)$$

### 3.1.5. Modelo da Planta de Controle

Baseado em Lopes (2015), o modelo matemático da planta ou função de transferência (FT) considerada foi conforme a equação 8.

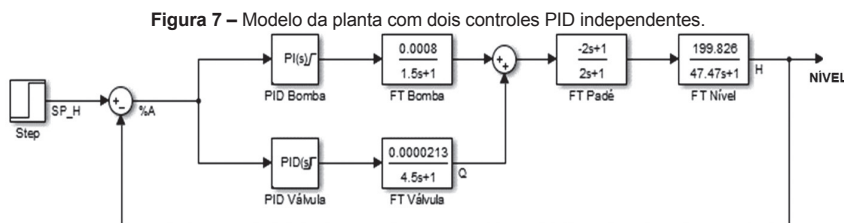
$$FT_{PLANTA} = (FT_{VALV} + FT_{BOMBA})(FT_{PADÉ} * FT_{NÍVEL}) \quad (8)$$

Para obtenção da FT da planta, foi utilizado como apoio para o equacionamento o software Matlab. Assim, a FT da planta ficou conforme a equação 9. E a figura 7 apresenta o diagrama de blocos da planta de controle de nível, já com os dois blocos PID.

$$FT_{PLANTA} = \frac{-0.2875 S^2 - 0.2611 S + 0.2024}{71.2 S^4 + 227 S^3 + 194.6 S^2 + 51.47 S + 1} \quad (9)$$

Ainda utilizando o MatLab, aplicou-se o método de *root locus* à  $FT_{PLANTA}$  se obtém ganho último  $K_u$  e o período último  $P_u$ , que tem valores de 105 e 17,12s, respectivamente. E aplicando-se um degrau (step) unitário à  $FT_{PLANTA}$  em malha aberta foram obtidos os parâmetros  $K$ ,  $\theta$  e  $\tau$ , respectivamente, iguais a 0,3, 2s e 66,15s.

Com base nos dados e as tabelas para sintonia dos métodos, foram determinados os valores das sintonias PI da bomba e PID da válvula (FV), descritos na Tabela 4.



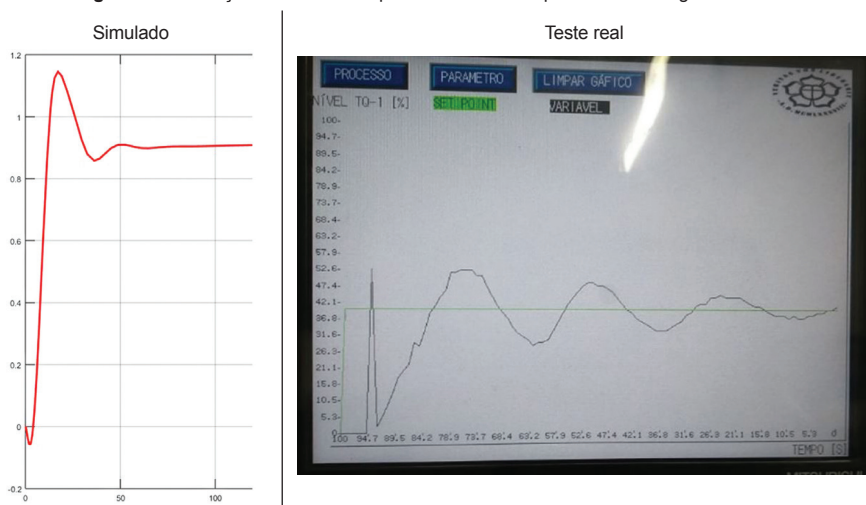
**Tabela 4** – Parâmetros para sintonia para o PI da Bomba e o PID da Válvula - FV.

Método	Controlador	Kp	Ti	Td
ZN ganho crítico	PI <sub>BOMBA</sub>	47,25	14,26	0
	PID <sub>FV</sub>	66,15	8,56	2,14
ZN resposta ao degrau	PI <sub>BOMBA</sub>	39,6	6,67	0
	PID <sub>FV</sub>	52,8	16	8
CHR	PI <sub>BOMBA</sub>	66,15	66,15	0
	PID <sub>FV</sub>	104,73	89,76	0,946
CC	PI <sub>BOMBA</sub>	99,5	1,401	0
	PID <sub>FV</sub>	149,67	0,005	0,736

### 3.1.6. Sintonia do controle da planta pelo método ZN Ganho Crítico

Na simulação, utilizando o MatLab, a resposta da planta apresenta um sobressinal de 15% e uma oscilação que estabiliza após 80 segundos, com um erro permanente de 0.06%. Já o teste na planta real apresentou um sobressinal de 15% e uma oscilação levemente maior que o simulado, mas o tempo de estabilização foi de 100 segundos sem erro de regime permanente. Os resultados da simulação e do teste real são apresentados na figura 8. No simulado o *set-point* foi unitário e no teste real foi 40%.

**Figura 8** – Simulação e teste real na planta com controle pelo método ZN ganho crítico.



### 3.1.7. Sintonia do controle da planta pelo método ZN Resposta Degrau

A simulação apresenta um sobressinal de 10% e uma oscilação que estabiliza em 60 segundos, porém com erro permanente de 0.08%. O teste na planta real, apresenta um pico inicial devido aos respingos de água no sensor e, após isto, o valor real de nível é medido com um sobressinal de 15% e uma oscilação levemente maior que o simulado,

com tempo de estabilização de 100 segundos e sem erro de regime permanente. A figura 9 apresenta os resultados da simulação e do teste real.

**Figura 9** – Simulação e teste real na planta com controle pelo método ZN resposta ao degrau.



### 3.1.8. Sintonia do controle da planta pelo método CHR

A simulação apresenta um sobressinal de 30% e uma oscilação que estabiliza em 100 segundos, com um erro permanente de 0.08%. No teste real, há um sobressinal de 12% e uma oscilação levemente maior que o simulado, mas o tempo de estabilização foi de 80 segundos sem erro em regime permanente. Os resultados da simulação e do teste real são apresentados na figura 10.

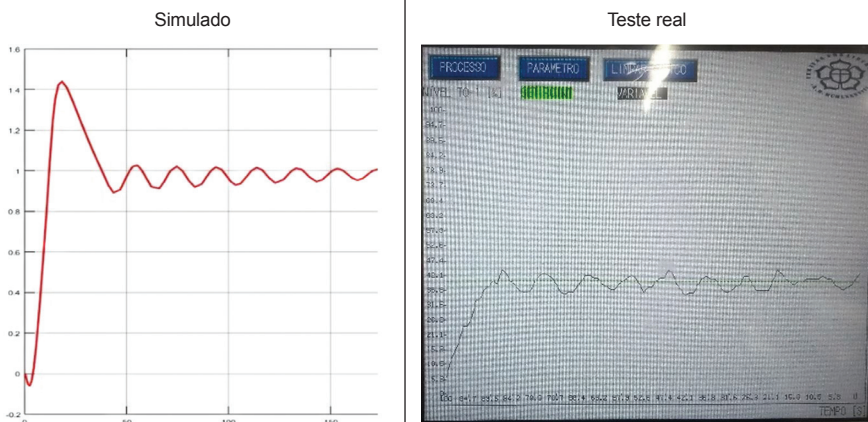
**Figura 10** – Simulação e teste real na planta com controle pelo método CHR.



### 3.1.9. Sintonia do controle da planta pelo método CC

A simulação apresenta um sobressinal de 40% e uma oscilação que estabiliza em 400 segundos. No teste na planta real, apresenta um sobressinal de 5% e uma oscilação idêntica ao simulado, com tempo de estabilização de 300 segundos. Devido a escala da tela gráfica ser limitada a 100 segundos, não foi possível o registro fotográfico da estabilização. A figura 11 apresenta os resultados simulado e teste real.

Figura 11 – Simulação e teste real na planta com controle pelo método CC.



As diferenças observadas entre as simulações e os testes reais advém do fato de se utilizar modelos de primeira ordem, mais simples, enquanto na realidade, segundo Ogata (2010), a maioria dos processos não são de primeira ordem. Mas, o uso destes modelos se dá por ser comum obter as informações sobre o comportamento dos processos por meio de ensaios reais e, segundo Souza e Pinheiro (2008), que muitas vezes são suficientes para realizar um ajuste adequado dos controladores. Por outro lado por vezes, devido ao comportamento do processo que foge aos padrões tipicamente utilizados, modelos matemáticos mais simples não exibem uma resposta real idêntica ao modelo teórico. Isso se deve ao fato de que alguns parâmetros têm valores hipotéticos de difícil determinação (BAZANELLA e SILVA, 2005).

## 4. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O sistema real apresentou divergências do modelo simulado, como possíveis causas da diferença há o erro na coleta de dados, uso de modelos simplificados e incompatibilidade dos dispositivos instalados para um controle efetivo da planta.

Na comparação dos resultados práticos obtidos na planta, são observadas as diferenças entre os métodos de sintonia, indo ao encontro à teoria. Os resultados por

ZN são menos robustos e mais agressivos, pois têm os maiores sobrevalor e tempo de estabilização. O método CC exibe estabilização mais rápida e o menor sobrevalor entre os métodos, mas não é o mais robusto. O método mais robusto dentre os testados é o CHR, que tem o segundo menor sobrevalor e tempo de estabilização.

Quanto a comparação dos métodos sintonia PID, entende-se que, dependendo da aplicação, cada um é o mais indicado e que o trabalho apresentou conforme a teoria, as diferenças entre eles.

## 5. REFERÊNCIAS

ALVES, José Luiz Loureiro. Instrumentação, Controle e Automação de Processos. 2ª Edição, Rio de Janeiro: LTC, 2012.

BAZANELLA, Alexandre Sanfelice. SILVA JR, João Manoel Gomes da. Sistemas de Controle: Princípios e Métodos de Projeto. 1ª Edição. Porto Alegre: Editora da UFRGS, 2005.

LOPES, Carlos Alberto. Implementação de Uma Planta Piloto Didática Com Controle. 2015. Projeto de Graduação – Universidade Luterana do Brasil, 2015.

OGATA, Katsuhiko: Engenharia de Controle Moderno –5ª Edição, São Paulo: Pearson Prentice-Hall, 2010.

SILVA, José Nilton; BISPO, Heleno; TEIXEIRA, Herbert; BRANDÃO, Antônio. Métodos de Auto Sintonia de Controladores para Simuladores Dinâmicos Utilizando Modelos. Anais do XX Congresso Brasileiro de Automática Belo Horizonte - MG, Setembro / 2014.

SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. Principles and Practice of Automatic Process Control. 2ª Edição. New York: John Wiley & Sons, 1999.

SOTOMAYOR, Hugo Bizzo. Estudo Comparativo entre Válvulas Hidráulicas. 2016. 20f. Projeto de Graduação – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2016.

SOUZA, Antonio Carlos Zamboni. PINHEIRO, Carlos Alberto Murari. Introdução à Modelagem, Análise e Simulação de Sistemas Dinâmicos. 1ª Edição. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2008.

TEIXEIRA, Herbert Campos G.. CAMPOS, Mario Cesar M. Massa De. Controle Típicos de Equipamentos e Processos Industriais. 1ª Edição, São Paulo: Edgard Blucher, 2010.

Os autores agradecem aos profissionais Jonko Duarte e Martim Gewehr Bouffleur pelo auxílio no desenvolvimento do projeto.