
FACULDADE DE AMERICANA

ENGENHARIA QUÍMICA

LUAN SILVA DE BRITO

**INTERFACE GRÁFICA EM PYTHON PARA EXPERIMENTOS DE
SINTONIA E CONTROLE EM PROCESSO REAL**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

AMERICANA

2021

LUAN SILVA DE BRITO

INTERFACE GRÁFICA EM PYTHON PARA EXPERIMENTOS DE SINTONIA E CONTROLE EM PROCESSO REAL

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado como requisito parcial à
obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química, da Faculdade de
Americana.

Orientador: Prof. Dr. Homero Jacinto Sena

AMERICANA

2021



FAM
FACULDADE
DE AMERICANA

Mantida pela Associação Educacional Americanense
CNPJ: 96.509.583/0001-50 | Credenciamento Portaria MEC nº 766/99 | DOU 18/05/99

Dedico este trabalho primeiramente a
Deus, e em segundo a minha família e
amigos pelos momentos de ausência.

AGRADECIMENTOS

Provavelmente estes parágrafos não irão atender os agradecimentos a todas as pessoas que fizeram parte desta importante etapa em minha vida. Então, desde já peço perdão àquelas que não estão presentes entre essas palavras, mas elas podem estar certas que fazem parte dos meus pensamentos e de minha gratidão.

Agradeço a Deus, que de uma forma misteriosa que ainda não compreendo, tem me proporcionado os desafios certos nos momentos certos, o que contribui para meu desenvolvimento como profissional, e principalmente como pessoa.

A meus pais e minha irmã, pelo apoio e incentivo nos momentos mais difíceis, e por entenderem um pouco da minha ausência neste período da minha vida e também a meus amigos, que estiveram ao meu lado me apoiando.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Homero Jacinto Sena, pela paciência e dedicação em me orientar e por todo o conhecimento e experiências que pôde compartilhar comigo, a Prof^a. Dr^a. Karina Klock da Costa, que proporcionou os pontapés iniciais para este projeto, e a todos os professores que tive ao longo do curso, por todos os conselhos, pela ajuda e pela paciência com a qual guiaram o meu aprendizado.

Aos meus colegas de curso por compartilharem comigo momentos de aprendizado.

Enfim, a todos os que por algum motivo contribuíram para a realização deste trabalho e meu desenvolvimento.

RESUMO

O controlador PID é a técnica de controle mais usada na indústria, contudo em muitos casos estes controladores não apresentam bom desempenho devido a um ajuste de parâmetros malfeito, pensando nisso, o objetivo deste trabalho foi desenvolver uma interface gráfica para aplicação em um processo real de controle de nível, com recursos que possam facilitar as etapas de controle e sintonia de controladores, e que possa tornar experimentos de controle de processos mais intuitivos para alunos. Para atingir tais objetivos, optou-se por utilizar uma linguagem de programação de alto nível, o Python. Com a interface resultante, foi possível realizar a calibração do sensor, identificação do modelo do processo e ajuste dos parâmetros do PID usando o método de Ziegler e Nichols obtendo controladores PID capaz de rastrear diferentes *set-point* em malha fechada. Também foram testados controladores PI para comparação qualitativa com os controladores PID obtidos, que também tiveram excelente desempenho.

Palavras-chave: Controle de Processos. Python. Sintonia de Controladores.



ABSTRACT

The PID controller is the most used control technique in the industry, however in many cases these controllers do not present good performance due to a controller tuning, thinking about it, the objective of this work was to develop a graphical user interface for application in a real level control process, with features that can facilitate the control and tuning steps of controllers, and that can make process control experiments more intuitive for students. To achieve these goals, it was chosen to use a high-level programming language, Python. With the resulting graphical user interface, it was possible to execute the sensor calibration, identification of the process model and tuning of the PID parameters using the Ziegler and Nichols method, obtaining a PID controller capable of tracking different set-points in closed loop. PI controllers were also tested for qualitative comparison with the obtained PID controllers, which also had excellent performance.

Keywords: Process Control. Python. Controllers Tuning.

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	9
2 OBJETIVOS	11
3 REFERENCIAL TEÓRICO	12
3.1 TIPOS DE CONTROLADORES.....	12
3.2 COMPONENTES DE UM SISTEMA DE CONTROLE	12
3.3 SISTEMAS DE CONTROLE AUTOMÁTICO	13
3.4 CONTROLADOR PID (PROPORCIONAL – INTEGRAL – DERIVATIVO).....	14
3.4.1 Ação Proporcional.....	15
3.4.2 Ação Integral.....	16
3.4.3 Ação Derivativa.....	17
3.5 DINÂMICA DO NÍVEL DE LÍQUIDO EM UM TANQUE	19
3.6 AJUSTE AUTOMATICO DE CONTROLADORES PID	20
3.6.1 Modelo de Primeira Ordem com Tempo Morto	21
3.6.2 Degrau Unitário em malha aberta	21
3.6.3 Método da Tangente	22
3.6.4 Método de Ziegler-Nichols	24
3.6.5 Otimização pelo Método BFGS.....	24
3.7 ÍNDICES DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR	25
4 DESENVOLVIMENTO	27
4.1 ESTADO DA ARTE	27
4.2 METODOLOGIA	28
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	30
5.1 INTERFACES OBTIDAS.....	30
5.2 RESULTADOS EXPERIMENTAIS.....	32
6 CONCLUSÃO	38
REFERÊNCIAS.....	39

1 INTRODUÇÃO

Uma planta química é um arranjo de unidades de processamento (reatores, trocadores de calor, bombas, colunas de destilação, tanques, etc.), integrados entre si de uma maneira sistemática e racional (STEPHANOPOULOS, 1984).

De acordo com SEBORG, EDGAR, *et al.* (2016), nos últimos anos, os requisitos de desempenho para plantas de processo tornaram-se cada vez mais difíceis de satisfazer. Concorrência mais forte, regulamentações ambientais e de segurança mais rígidas e condições econômicas em rápida mudança têm sido os principais fatores. Consequentemente, as especificações de qualidade do produto ficaram mais estritas e maior ênfase foi colocada em operações mais lucrativas da fábrica.

Para STEPHANOPOULOS(1984), uma planta química deve satisfazer algumas condições impostas durante o projeto e requerimentos técnicos, sendo estas condições: operar o processo químico com segurança, produzindo as quantidades desejadas de produto final e com qualidade especificada, acatando os regulamentos ambientais vigentes, obedecendo as restrições operacionais dos equipamentos, e tudo isso operando a planta de forma mais econômica possível.

O objetivo principal do controle de processos é manter um processo nas condições operacionais desejadas, com segurança e economia, enquanto satisfaz os requisitos ambientais e de qualidade do produto (SEBORG, EDGAR, *et al.*, 2016).

De acordo com SEBORG, EDGAR, *et al.* (2016), a técnica de controle predominante nos processos industriais é o controle do tipo PID, porém ainda ocorre que esse tipo de controlador pode ser pior do que não usar nenhum controle caso o controlador seja mal projetado ou ajustado.

Isso é confirmado pelas pesquisas conduzidas por DESBOROUGH e MILLER (2002), que afirmam que 97% dos controladores regulatórios utilizam o controle do tipo PID, porém apenas 32% apresentam um desempenho considerado “bom” ou “excelente”. Em suma, os controladores PID são amplamente utilizados, porém são mal ajustados.

Para VISIOLI (2006), a seleção dos parâmetros PID, ou seja, o ajuste dos controladores PID, é obviamente a questão crucial no projeto geral do controlador. Esta operação deve ser realizada de acordo com as especificações de controle.

De acordo com SMITH e CORRIPIO (1997), o ajuste dos controladores pelo método por tentativa acaba sendo o método mais comumente utilizado na indústria, porém é também o mais demorado, visto que alguns processos podem demorar horas para responder e também não é o mais efetivo para a sintonia dos controladores.

Esses fatos reforçam a necessidade de adotar métodos de sintonia automática como alternativa atraente para um melhor controle e um ajuste mais rápido e efetivo. Ou seja, o controlador deve ser capaz de encontrar os parâmetros de ajuste por si mesmo: é um *autotuner*. (YU, 2006)

LUYBEN (2020), afirma que existem mais loops de controle de nível de líquido em plantas de produtos químicos e de petróleo do que qualquer outro tipo, ressaltando a importância do controle neste tipo de processo.

Com a importância de processos envolvendo o controle de nível e alta utilização de controladores do tipo PID e importância de seu ajuste, neste trabalho foi desenvolvido uma interface gráfica para controle e ajuste de parâmetros de uma bancada experimental de nível de líquido.

2 OBJETIVOS

Buscando uma aproximação de um processo real, o objetivo deste trabalho foi desenvolver uma interface gráfica de usuário para controle de nível de líquido em uma planta de escala laboratorial, com recursos de identificação de modelo FOPDT, sintonia automática de parâmetros, análise de desempenho do controlador e exportação de dados para planilha eletrônica. A interface também deve ser intuitiva para uso de alunos durante experimentos de controle de processos.

Para chegar a esse objetivo foi necessário conhecer mais sobre controladores e seu funcionamento. Outro ponto importante é conhecer as técnicas de sintonia e os métodos de análise de sua performance no processo.

Para a interface gráfica foi necessário definir uma linguagem de programação em que fosse possível desenvolver uma interface gráfica de usuário. Após isso foi necessário encontrar uma forma de integrar os recursos necessários a interface e realizar a programação dos algoritmos necessários para as tarefas. Conforme os algoritmos foram desenvolvidos, foi necessário realizar experimentos para testes, e após os experimentos realizar adequações necessárias.

3 REFERENCIAL TEÓRICO

3.1 TIPOS DE CONTROLADORES

O comportamento de um processo dependente do tempo é chamado de dinâmica de processo. O comportamento sem controladores no sistema é chamado de resposta *Open loop* (malha aberta). O comportamento dinâmico com controladores de feedback incluídos com o processo é chamado de resposta *Closed loop* (malha fechada). (LUYBEN, 1999)

A variável controlada é a grandeza ou a condição que é medida e controlada. O sinal de controle ou variável manipulada é a grandeza ou a condição modificada pelo controlador, de modo que afete o valor da variável controlada. Normalmente, a variável controlada é a saída do sistema. Controlar significa medir o valor da variável controlada do sistema e aplicar o sinal de controle ao sistema para corrigir ou limitar os desvios do valor medido a partir de um valor desejado (*set-point*). (OGATA, 2010)

O controle *Feedback* é a forma tradicional de controlar um processo, se baseia em medir a variável que deve ser controlada, comparar seu valor com o valor desejado (o ponto de ajuste para o controlador ou *set-point*) e alimentar a diferença (o erro) em um controlador de *feedback* que mudará uma variável manipulada para conduzir a variável controlada de volta ao valor desejado (LUYBEN, 1999).

Também existem os controladores do tipo *Feedforward*, onde a perturbação é detectada à medida que entra no processo e uma mudança apropriada é feita na variável manipulada de forma que a variável controlada seja mantida constante. Assim, começamos a tomar ações corretivas assim que um distúrbio entrando no sistema é detectado, em vez de esperar (como fazemos com o controle de *feedback*) que o distúrbio se propague por todo o processo antes que uma correção seja feita (LUYBEN, 1999).

3.2 COMPONENTES DE UM SISTEMA DE CONTROLE

Para SMITH e CORRIPIO (1997), todo sistema de controle possui três componentes básicos: Os sensores/transmissores, também chamados de elementos

primário e secundário; O controlador, que funciona como o “cérebro” do sistema de controle; E o elemento final de controle, que pode ser uma válvula de controle, uma bomba de velocidade variável, um motor elétrico, etc.

SMITH e CORRIPIO (1997), afirmam que estes componentes realizam as três operações básicas que devem estar presentes em todo controlador. A primeira é a medição da variável a ser controlada, que é geralmente realizada pela combinação de um sensor e um transmissor. Em alguns sistemas o sinal do sensor pode ser alimentado diretamente no controlador. A segunda, é a decisão, onde com base na medição, o controlador decide o que fazer para manter a variável no valor desejável. E por último a ação, em que como resultado da decisão do controlador, o sistema deve então tomar uma ação, que geralmente é realizada pelo elemento final de controle.

3.3 SISTEMAS DE CONTROLE AUTOMÁTICO

Um controlador automático compara o valor real de saída da planta com a entrada de referência (valor desejado), determina o desvio e produz um sinal de controle que reduzirá o desvio a zero ou a um valor pequeno. A maneira pela qual o controlador automático produz o sinal de controle é chamada ação de controle. (OGATA, 2010). A Figura 1 ilustra um sistema de controle automático.

É importante entender que distúrbios estão sempre ocorrendo nos processos. O estado estacionário não é a regra e as condições transitórias são muito comuns. É por causa dessas perturbações que o controle automático do processo é necessário. Se não houvesse distúrbios, as condições operacionais do projeto prevaleceriam e não haveria necessidade de “monitorar” o processo continuamente. (SMITH e CORRIPIO, 1997)

Distúrbios ou perturbações são sinais que tendem a afetar de maneira adversa o valor da variável de saída de um sistema. Se um distúrbio for gerado dentro de um sistema, ele será chamado distúrbio interno, enquanto um distúrbio externo é aquele gerado fora do sistema e que se comporta como um sinal de entrada no sistema. (OGATA, 2010)

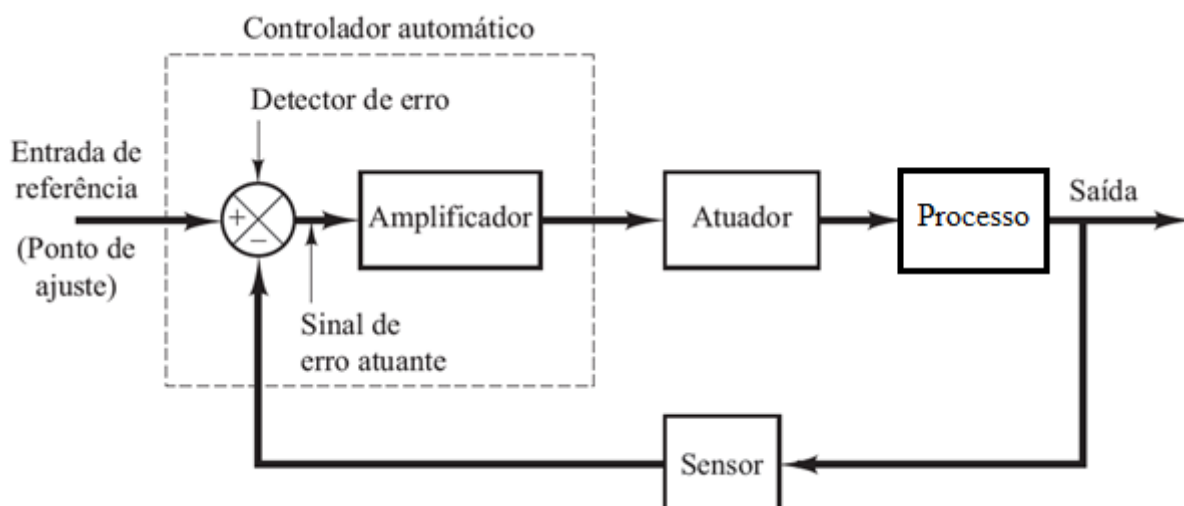


Figura 1 – Sistema de controle automático
Adaptado de: OGATA (2010)

3.4 CONTROLADOR PID (PROPORCIONAL – INTEGRAL – DERIVATIVO)

De acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006), o controlador PID é de longe a lógica de controle mais comum. A maioria dos loops de feedback é controlada por esta estratégia ou por pequenas variações dela.

Os controladores PID sobreviveram a muitas mudanças tecnológicas, desde pneumáticos a microprocessadores por meio de tubos eletrônicos, transistores e circuitos integrados. O microprocessador teve uma influência dramática no controlador PID. Praticamente todos os controladores PID fabricados hoje são baseados em microprocessadores. Isso criou oportunidades para fornecer recursos adicionais, como ajuste automático de parâmetros, *gain scheduling*, adaptação contínua e diagnósticos. (ÅSTRÖM e HÄGGLUND, 2006)

Para YU (2006), apesar da rápida evolução no hardware de controle, o controlador proporcional – integral – derivativo (PID) continua sendo o mais utilizado nos processos industriais. A ação Proporcional (P) ajusta a saída do controlador de acordo com o tamanho do erro. A ação Integral (I) pode eliminar o deslocamento de estado estacionário e a tendência futura é antecipada por meio da ação Derivativa (D).

3.4.1 Ação Proporcional

A ação do tipo proporcional altera a saída do controlador (CO) de forma diretamente proporcional ao sinal de erro (E). O erro é a diferença entre a variável de processo (PV) e o *set-point* (SP), como apresentado na Equação 1:

$$E(t) = SP(t) - PV(t) \quad \text{Equação 1}$$

E então a saída do controlador considerando apenas a ação proporcional e sua função de transferência são apresentadas nas Equações 2 e 3, respectivamente:

$$CO = K E(t) \quad \text{Equação 2}$$

$$G(s) = K \quad \text{Equação 3}$$

A variável Bias é uma polarização ou um *reset*. Quando o erro do controlador é zero, a variável de controle assume o valor do Bias. Seu valor é frequentemente fixado em $(CO_{\max} - CO_{\min})/2$, mas às vezes pode ser ajustado manualmente para que o erro de controle estacionário seja zero em um determinado ponto de ajuste (ÅSTRÖM e HÄGGLUND, 2006).

$$CO = Bias + K E(t) \quad \text{Equação 4}$$

A variável K é chamada de ganho de controlador e é um parâmetro ajustável. Existem erros de estado estacionário (*offset*) para o controle P, ou seja, a variável de processo não vai alcançar o *set-point*. ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006), afirmam que isso pode ser observado intuitivamente na Equação 4, já que o erro só será zero se a saída do controlador for igual ao Bias. Um aumento no ganho do controlador K pode reduzir o *offset*, mas a resposta tende a ser oscilatória (YU, 2006), como pode ser observado na Figura 2, onde $K_1 < K_2 < K_3$.

A Figura 2 ilustra os efeitos de diferentes valores do ganho do controlador. O diagrama superior mostra o valor do *set-point* ($SP = 1$) e o comportamento da variável de processo. O diagrama da parte inferior nos mostra o sinal de saída do controlador.

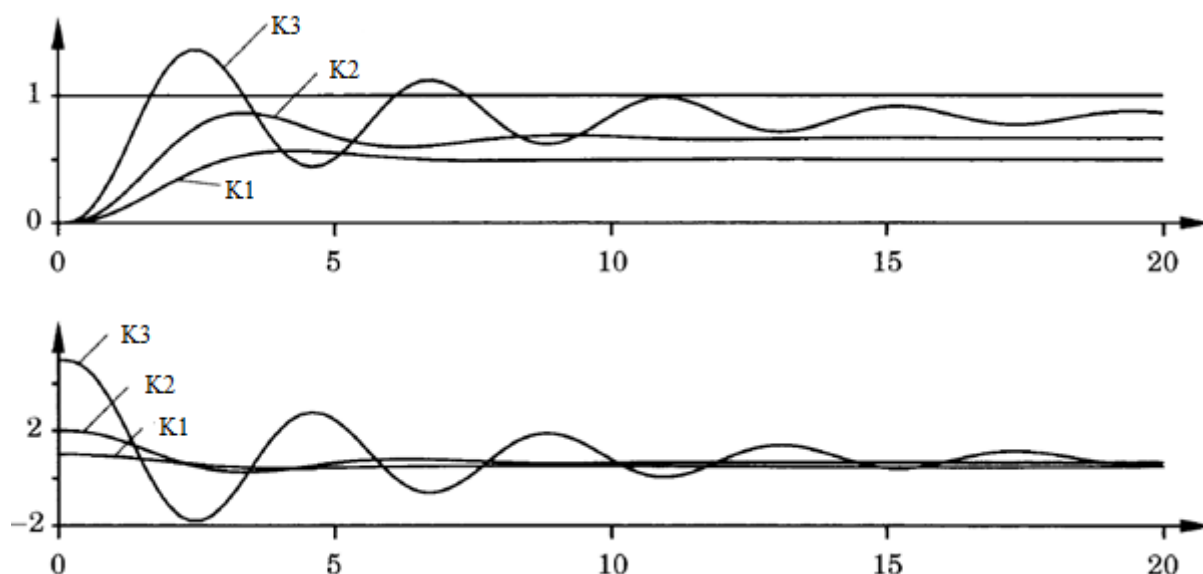


Figura 2 – Simulação de um sistema com função de transferência $G(s) = (s + 1)^{-3}$ em loop fechado com controle proporcional
Adaptado de: ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006)

3.4.2 Ação Integral

A principal função da ação integral (I) é garantir que a saída do processo esteja de acordo com o *set-point* no estado estacionário. Com o controle proporcional, há um erro de controle no estado estacionário. Com a ação integral, um pequeno erro positivo sempre levará a um sinal de controle crescente, e um erro negativo dará um sinal de controle decrescente, não importa quão pequeno seja o erro. (ÅSTRÖM e HÄGGLUND, 2006)

Com a adição da parcela Integral a equação do controlador proporcional, temos um controlador PI. De acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006), a ação integral é um dispositivo que vai resetar automaticamente o termo bias do controlador proporcional, resultando na Equação 5 e sua função de transferência, Equação 6.

$$CO = K \left(E + \frac{1}{T_i} \int E \, dt \right) \quad \text{Equação 5}$$

$$G(s) = K \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad \text{Equação 6}$$

Com a ação proporcional, é necessário ajustar um segundo parâmetro de ajuste, T_i , que é chamado de tempo de redefinição ou tempo integral, com unidades de tempo. A equação do controlador PI indica que o CO continuará mudando até que

a diferença entre o SP e o PV diminua. Em outras palavras, o CO não estabilizara até que o erro de regime permanente se torne zero. (YU, 2006)

O erro de regime permanente (*offset*) é removido quando T_i , tem valores finitos. Para grandes valores do tempo de integração, a resposta rasteja lentamente em direção ao ponto de ajuste. A abordagem é mais rápida para valores menores de T_i , mas também é mais oscilatória. Quando o valor de T_i é muito grande, tendendo ao infinito, o controle será puramente proporcional (ÅSTRÖM e HÄGGLUND, 2006).

A Figura 3 apresenta o comportamento de um controlador para diferentes valores de T_i com um valor de K fixado, onde $T_{i1} < T_{i2} < T_{i3} < T_i$. O diagrama superior mostra o valor do *set-point* (SP = 1) e o comportamento da variável de processo. O diagrama da parte inferior nos mostra o sinal de saída do controlador.

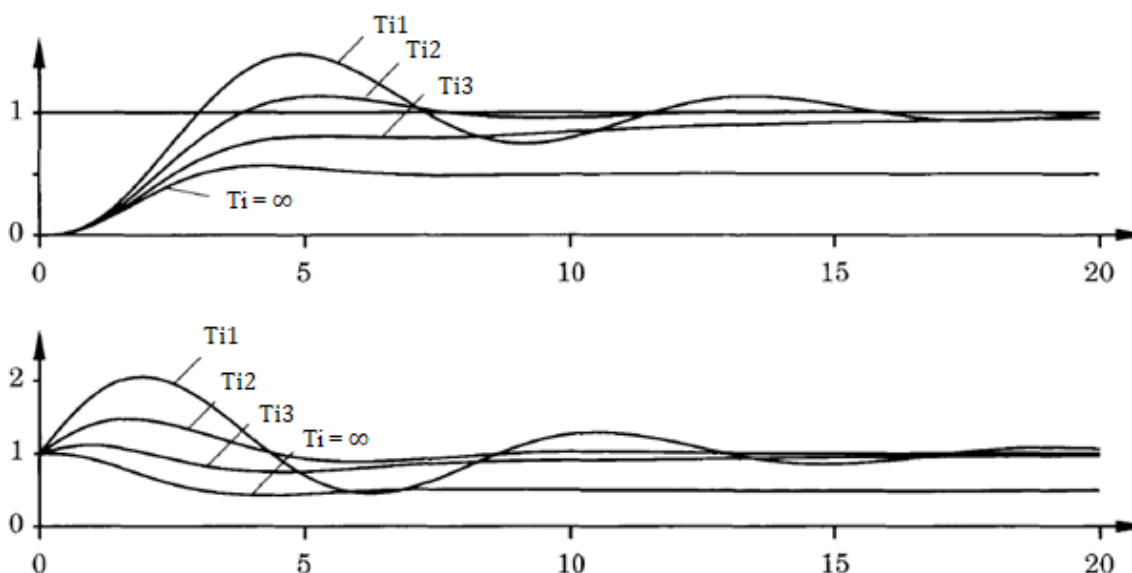


Figura 3 – Simulação de um sistema com função de transferência $G(s) = (s + 1)^{-3}$ em loop fechado com controle proporcional e integral
Adaptado de: ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006)

3.4.3 Ação Derivativa

A ação derivativa (D) usa a tendência da variável de processo para fazer os ajustes necessários. A tendência do processo é estimada usando a derivada do sinal de erro em relação ao tempo. (YU, 2006)

O PID ideal e sua função de transferência tem a forma das Equações 7 e 8, respectivamente:

$$CO = K \left(E + \frac{1}{T_i} \int E dt + T_d \frac{dE}{dt} \right) \quad \text{Equação 7}$$

$$G(s) = K \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad \text{Equação 8}$$

O terceiro parâmetro de ajuste T_d é o tempo derivativo com unidades de tempo. Quando $T_d=0$, o controlador será puramente PI.

A ação de controle derivativo tende a melhorar a resposta dinâmica da variável controlada, reduzindo o tempo de estabilização, o tempo que leva para atingir o estado estacionário. Mas se a medição do processo for ruidosa, ou seja, se contiver alta frequência, flutuações aleatórias, então a derivada da variável medida mudará descontroladamente e a ação derivativa amplificará o ruído. (SEBORG, EDGAR, *et al.*, 2016).

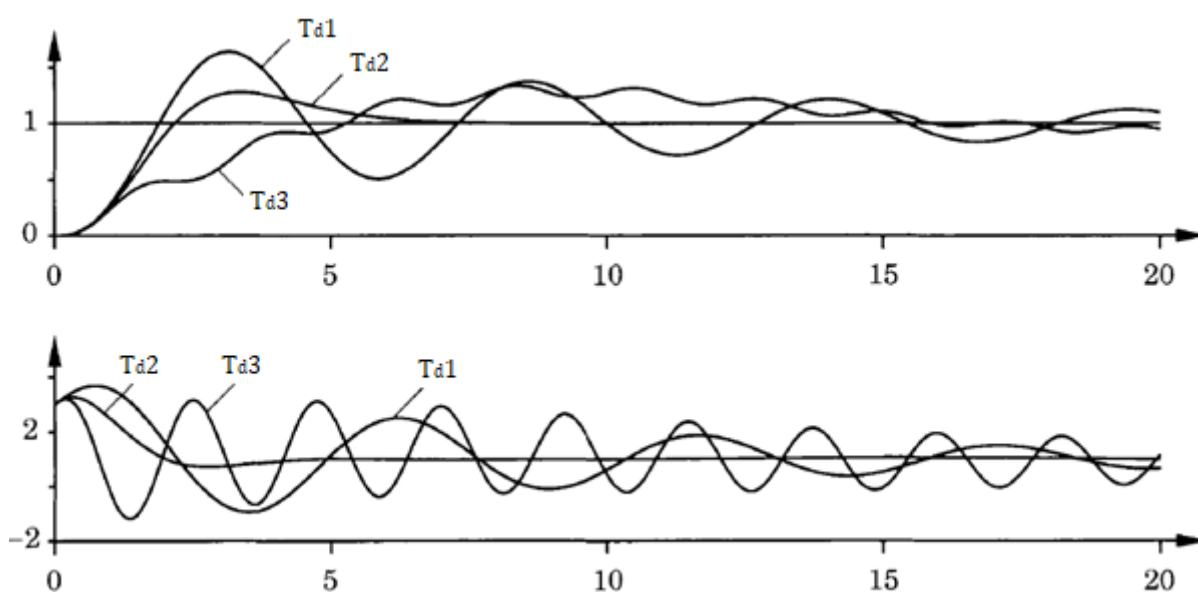


Figura 4 – Simulação de um sistema em loop fechado com controle proporcional, integral e derivativo
Adaptado de: ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006)

A Figura 4 apresenta o comportamento de um controlador para diferentes valores de T_D , com valores de K e T_i fixados e $T_{d1} < T_{d2} < T_{d3}$. O diagrama superior mostra o valor do *set-point* ($SP = 1$) e o comportamento da variável de processo. O diagrama da parte inferior nos mostra o sinal de saída do controlador.

Uma desvantagem dos controladores PID é que uma mudança repentina no *set-point* (e, portanto, no erro, E) fará com que o termo derivativo se torne momentaneamente muito grande e, assim, forneça um chute derivativo para o elemento de controle final. Este “pico” repentino é indesejável e pode ser evitado baseando-se a ação derivativa na medição da variável controlada, ao invés do sinal de erro (E), resultando na Equação 9. (SEBORG, EDGAR, *et al.*, 2016)

$$CO = K \left(E + \frac{1}{T_i} \int E \, dt - T_d \frac{dPV}{dt} \right) \quad \text{Equação 9}$$

3.5 DINÂMICA DO NÍVEL DE LÍQUIDO EM UM TANQUE

É comum encontrar processos envolvendo controle de nível na indústria química e petrolífera. Um dos exemplos mais importantes é o caso de uma coluna de destilação em que os níveis de líquido tanto na base da coluna quanto no vaso de refluxo devem ser controlados. Outros exemplos são vaporizadores, evaporadores e reatores de fase líquida onde o nível afeta a conversão. (LUYBEN, 2020)

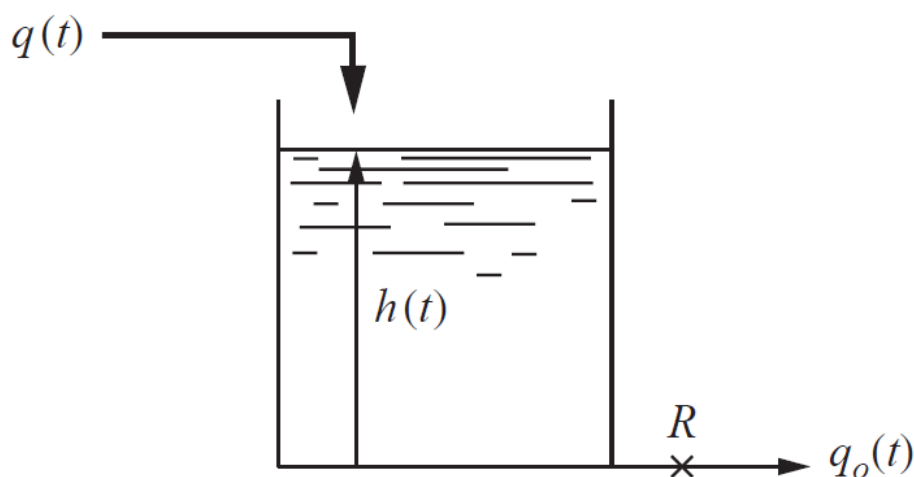


Figura 5 – Sistema de nível de líquido
Fonte: COUGHNAWR e LEBLANC (2009)

Considere o sistema da Figura 5, que consiste em um tanque com área seccional A . Uma bomba é responsável pela vazão de entrada (q) e o fluxo que deixa o sistema (q_o) passa por uma válvula restritiva. O líquido possui massa específica constante.

De acordo com OGATA (2010), um sistema poderá ser considerado linear se o fluxo de líquidos ao longo de tubos de conexão e de reservatórios for laminar. Mesmo que o fluxo seja turbulento, o sistema poderá ser linearizado, desde que as alterações nas variáveis sejam pequenas. Com base na hipótese de que o sistema seja linear ou linearizado, a equação diferencial desse sistema pode ser obtida como segue: o fluxo de entrada menos o fluxo de saída durante um pequeno intervalo de tempo dt é igual à quantidade adicional armazenada no reservatório.

Dessa forma é possível analisar o sistema através de um balanço de massa transiente:

$$\left(\begin{matrix} \text{Fluxo mássico} \\ \text{que entra} \end{matrix} \right) - \left(\begin{matrix} \text{Fluxo mássico} \\ \text{que sai} \end{matrix} \right) = \left(\begin{matrix} \text{Acumulo de massa} \\ \text{no sistema} \end{matrix} \right)$$

Dessa análise é possível obter a seguinte equação diferencial para a altura h :

$$A \frac{dh}{dt} = q(t) - q_0(t) \quad \text{Equação 10}$$

Neste tipo de processo, o interesse geralmente é manter a altura de líquido no tanque em um nível desejado, sendo neste caso o nível a variável controlada. Este controle pode ser realizado através da manipulação da vazão de entrada ou de saída de líquido no tanque, realizando a ação de controle através da abertura de uma válvula ou vazão de uma bomba, por exemplo, sendo está vazão a variável manipulada.

3.6 AJUSTE AUTOMATICO DE CONTROLADORES PID

A funcionalidade de identificar automaticamente o modelo de processo e ajustar o controlador com base nesse modelo é chamada de ajuste automático (ou, simplesmente, autoajuste). Em particular, um experimento de identificação é realizado após uma solicitação explícita do operador e os valores dos parâmetros PID são atualizados ao final do mesmo. (VISIOLI, 2006)

De acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006), quando solicitado o ajuste, o processo deve ser perturbado de alguma forma para determinar a dinâmica do processo. Isso pode ser feito de muitas maneiras, por exemplo, adicionando degraus, pulsos ou sinusóides à entrada do processo. A avaliação da resposta à perturbação pode incluir a determinação de um modelo de processo ou uma simples caracterização da resposta.

Dessa forma de acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006), o processo de sintonia automática pode ser dividido em três etapas:

- Geração de uma perturbação no processo
- Avaliação da resposta a perturbação
- Cálculo dos parâmetros do controlador

3.6.1 Modelo de Primeira Ordem com Tempo Morto

De acordo com VISIOLI (2006), a grande maioria das regras de ajuste de PID realmente assume que um modelo FOPDT (*First Order Plus Dead Time* ou Primeira Ordem com Tempo Morto) do processo está disponível. Isso é motivado pelo fato de que muitos processos podem ser descritos de forma eficaz por essa dinâmica e, acima de tudo, que isso se adapta bem à estrutura simples de um controlador PID.

Dessa forma, o processo é descrito pela seguinte equação diferencial (Equação 11):

$$\tau_p \frac{dCO(t)}{dt} = -PV(t) + K_p u(t - \theta_p) \quad \text{Equação 11}$$

Sendo $CO(t)$ a variável de saída, $u(t)$ a variável de entrada, K_p é o ganho estimado, τ_p é a constante de tempo estimada e θ_p é o tempo morto estimado (ou aparente).

Ou aplicando a transformada de Laplace, a função também pode ser escrita pela Equação 12:

$$G(s) = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} e^{-\theta_p s} \quad \text{Equação 12}$$

Em seu artigo clássico, ZIEGLER e NICHOLS (1942) propuseram uma técnica de ajuste baseada em um teste de degrau unitário, sendo este um procedimento experimental bastante simples.

De acordo com LEVA, COX e RUANO (2001), experimentos com entradas degrau são a estratégia mais comum em *autotuners* baseados em experimentos para a obtenção dos parâmetros de identificação do modelo.

3.6.2 Degrâu Unitário em malha aberta

De acordo com LEVA, COX e RUANO (2001), para realizar o experimento de degrau unitário, basta mudar o regulador para manual, esperar até que um estado

razoavelmente estável seja alcançado, então mudar a variável de controle repentinamente em uma quantidade suficiente para tornar a resposta obtida facilmente distinguível do ruído. A Figura 6 ilustra as curvas de resposta para um experimento de entrada degrau.

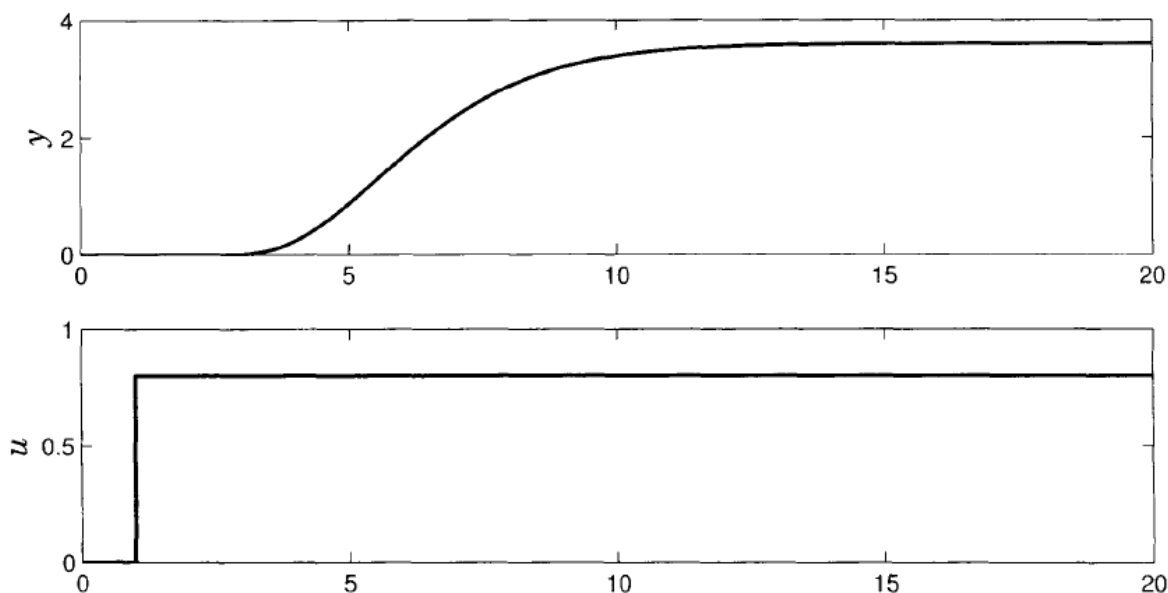


Figura 6 – A curva inferior mostra um sinal de entrada na forma de um degrau e a curva superior mostra a resposta do sistema ao degrau.

Fonte: ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006)

De acordo com VISIOLI (2006) as técnicas de identificação baseadas em um experimento de malha aberta geralmente derivam os parâmetros da função de transferência do FOPDT com base na avaliação da resposta da etapa do processo (frequentemente denotada como a curva de reação do processo).

Neste trabalho é utilizado o método da tangente para avaliar a curva de reação do experimento de entrada degrau e também um método baseado em otimização.

3.6.3 Método da Tangente

De acordo com VISIOLI (2006), o método da tangente consiste em desenhar a tangente da resposta do processo no ponto de inflexão. Então, o ganho do processo pode ser determinado simplesmente dividindo a mudança de estado estacionário na saída do processo PV pela amplitude do degrau de entrada A . Dessa forma temos a Equação 13:

$$K_p = \frac{\Delta PV}{A} \quad \text{Equação 13}$$

De acordo com SEBORG, EDGAR, *et al.* (2016), sempre que um material ou energia é fisicamente movido em um processo ou planta, há um atraso de tempo associado ao movimento.

Então, o tempo morto aparente θ_p é determinado como o intervalo de tempo entre a aplicação da entrada do degrau e a interseção da linha tangente com o eixo do tempo. (VISIOLI, 2006)

Finalmente, o valor de $\tau_p + \theta_p$ é determinado como o intervalo de tempo entre a aplicação da entrada do degrau e a interseção da linha tangente com a linha reta $PV(t) = PV^\infty$ onde PV^∞ é o valor do estado estacionário final da saída do processo. Alternativamente, o valor de $\tau_p + \theta_p$ pode ser determinado como o intervalo de tempo entre a aplicação do degrau unitário de entrada e o momento em que a saída do processo atinge 63,2% de seu valor final PV^∞ . A partir deste valor, a constante de tempo τ_p pode ser calculada subtraindo o valor previamente estimado do atraso de tempo θ_p (VISIOLI, 2006), resultando na Equação 14.

$$\tau_p = (\tau_p + \theta_p) - \theta_p \quad \text{Equação 14}$$

O desenho esquemático do método pode ser observado na Figura 7.

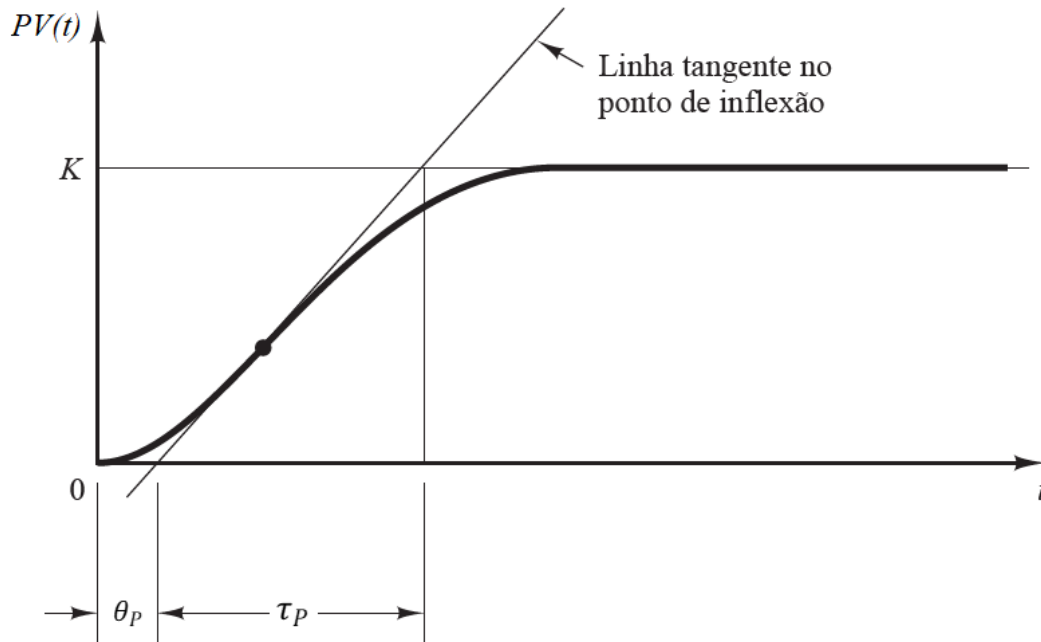


Figura 7 - Aplicação do método tangente para a estimativa de parâmetros do modelo FOPDT
Adaptado de: OGATA (2010)

3.6.4 Método de Ziegler-Nichols

Ziegler e Nichols (1942) realizaram um trabalho com o objetivo de examinar a ação dos três principais efeitos de controle encontrados nos instrumentos atuais, atribuir valores práticos para cada efeito, ver o que o ajuste de cada um faz ao controle final e fornecer um método para chegar rapidamente as configurações ideais de cada efeito de controle.

Ziegler e Nichols (1942) então propuseram um conjunto de fórmulas empíricas baseadas nos parâmetros de um ajuste de modelo de primeira ordem com tempo morto à curva de reação do processo.

A Tabela 1, mostra as correlações de Ziegler e Nichols para o controle do tipo PI e PID apresentadas por O'DWYER (2009).

Tabela 1 – Regras de sintonia de Ziegler e Nichols para controle PI e PID

	PI	PID
K	$\frac{0,9\tau_p}{\theta_p K_p}$	$\frac{1,2\tau_p}{\theta_p K_p}$
T_i	$3,33\theta_p$	$2\theta_p$
T_D		$\frac{\theta_p}{2}$

3.6.5 Otimização pelo Método BFGS

De acordo com o SciPy Documentation (2021), o método BFGS usa o método quasi-Newton de Broyden, Fletcher, Goldfarb e Shanno. Ele usa apenas as primeiras derivadas e já provou bom desempenho, mesmo para otimizações não suaves.

Os métodos quasi-Newton, assim como o método da descida mais íngreme, exigem que apenas o gradiente da função objetivo seja fornecido a cada iteração. Medindo as mudanças nos gradientes, eles constroem um modelo da função objetivo que é bom o suficiente para produzir convergência superlinear (NOCEDAL e WRIGHT, 1999).

Por ser um método de otimização que não trabalha com restrições, torna-se necessário uma estimativa inicial dos parâmetros a serem otimizados.

3.7 ÍNDICES DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR

Para SEBORG, EDGAR, *et al.*(2016), as relações de sintonia do controlador foram desenvolvidas para otimizar a resposta de malha fechada para um modelo de processo e uma perturbação ou mudança de ponto de ajuste. As configurações ideais minimizam um critério de erro integral. Quatro critérios de erro integrais populares são:

- Integral do Erro(IE):

$$IE = \int_0^{\infty} E(t) dt \quad \text{Equação 15}$$

- integral do erro absoluto (IAE)

$$IAE = \int_0^{\infty} |E(t)| dt \quad \text{Equação 16}$$

- integral do erro ao quadrado (ISE)

$$ISE = \int_0^{\infty} E(t)^2 dt \quad \text{Equação 17}$$

- integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE).

$$ITAE = \int_0^{\infty} t |E(t)| dt \quad \text{Equação 18}$$

Observando as equações é possível perceber que caso o sinal de $E(t)$ seja sempre positivo, $IE = IAE$.

De acordo com SEBORG, EDGAR, *et al.* (2016), IE é uma métrica útil para avaliar as respostas a perturbações com pequenos valores, mas se $E(t)$ mudar de sinal (por exemplo, para uma resposta oscilatória), o valor de IE pode ser muito enganoso e não deve ser usado para avaliações.

O critério ISE penaliza erros grandes, enquanto o critério ITAE penaliza erros que persistem por longos períodos de tempo. Em geral, o ITAE é o critério preferido, porque geralmente resulta nas configurações de controlador mais conservadoras. Em contraste, o critério ISE deve ser levado em consideração em configurações mais

agressivas, enquanto o critério IAE resulta em configurações do controlador que estão entre os critérios ITAE e ISE (SEBORG, EDGAR, *et al.*, 2016).

4 DESENVOLVIMENTO

4.1 ESTADO DA ARTE

FIDELIS (2014) apresenta algumas soluções computacionais para avaliação de desempenho de malhas de controle industriais, alguns índices de desempenho, e uma breve revisão bibliográfica sobre sistemas de controle, tudo isso enfatizando as estratégias de controle mais utilizadas na indústria, com foco no controle PID.

MAHMOOD, NAWAF e MOHAMEDALI (2020) tiveram o objetivo de estudar o desempenho dos controladores PID no controle do nível de um líquido. O balanço de massa foi usado para encontrar o modelo matemático do nível do tanque de água. Os métodos de ajuste de Ziegler-Nichols (Z-N) e Cohen-Coon (C-C) foram usados para a sintonia dos parâmetros dos controladores. Os índices de erro, como IAE e ISE, foram usados para comparar os desempenhos dos controladores. As simulações ainda foram comparadas com dados experimentais. Os autores concluíram que o método de Ziegler-Nichols foi o que obteve melhor performance para o sistema simulado.

SKOGESTAD (2001) em seu trabalho teve o objetivo de descrever regras de ajuste analítico de parâmetros do controlador PID que são tão simples quanto possível e ainda resultam em um bom comportamento em malha fechada. Embora o controlador PID tenha apenas três parâmetros, não é fácil, sem um procedimento sistemático, encontrar bons valores para eles, dessa forma é importante estabelecer uma sistemática que levará aos melhores valores. SKOGESTAD (2001) então realizou testes simulados com um controlador PID utilizando diferentes regras de sintonia, para analisar e aumentar o entendimento sobre a influência dos parâmetros do processo na sintonia do controlador.

LEVA, COX e RUANO (2001) também abordam a questão sobre encontrar os melhores parâmetros para a operação de um controlador PID, com o objetivo de auxiliar na escolha e aplicação de um *autotuner*. Esse objetivo é buscado induzindo um entendimento da teoria de operação do *autotuner*, em vez de apresentar um menu exaustivo de técnicas e produtos comerciais. LEVA, COX e RUANO (2001) apresentam diferentes sistemáticas para obtenção dos melhores parâmetros do controlador, abordando técnicas clássicas e técnicas mais atuais, e os principais problemas encontrados nos *autotuners* e como são solucionados na indústria.

AHMAD, EBAYYEH e ABDULAZIZ (2019) projetaram um sistema de controle de nível de líquido. O controle do nível de líquido foi realizado ajustando a tensão de alimentação para uma bomba centrífuga que está entregando o líquido de um tanque reservatório para um tanque superior. Uma interface gráfica de usuário foi construída para permitir que os usuários interajam com o sistema. O modelo do sistema é obtido usando uma abordagem experimental. O modelo obtido é então usado para o projeto do controlador PID. Os autores conseguiram bons resultados em seus experimentos.

4.2 METODOLOGIA

A interface foi projetada para uma planta de controle de nível da Labtrix modelo XL35.1 (Figura 8 – (a)) utilizada para experimentos de controle na Faculdade de Americana. A comunicação com a planta foi realizada através de uma placa de comunicação da *National Instruments*, modelo USB 6001 (Figura 8 – (b)).

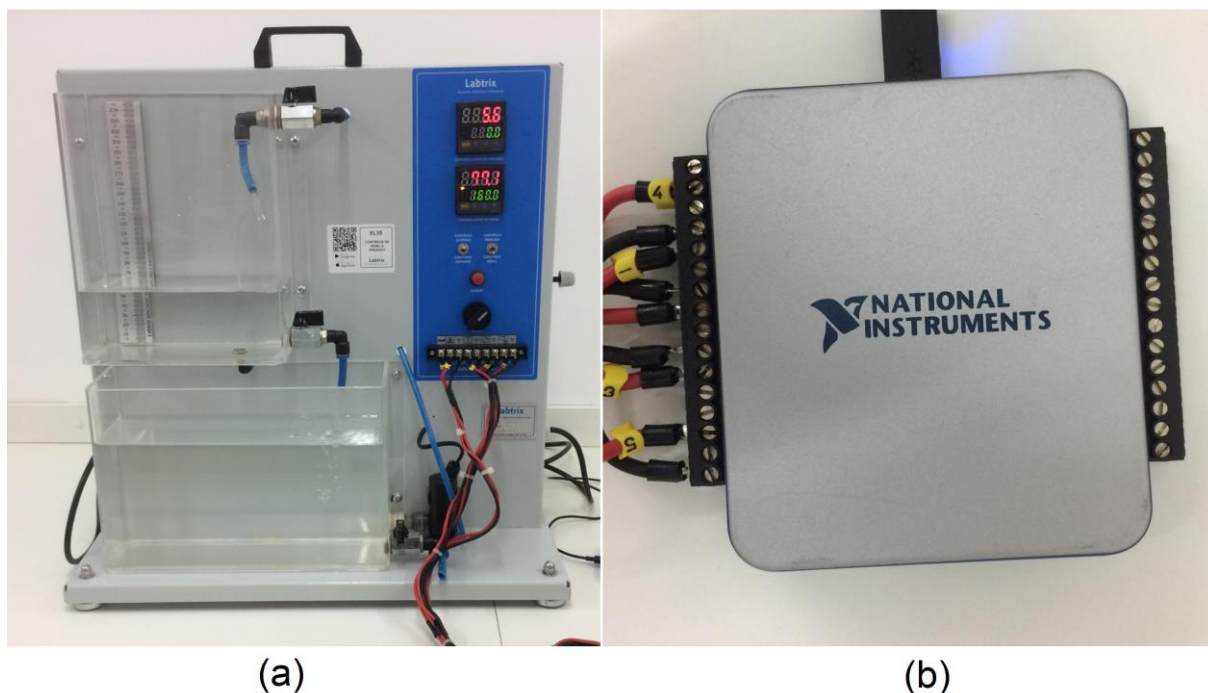


Figura 8 – (a) Bancada Labtrix XL35.1 e (b) Placa USB 6001

Planejou-se desenvolver a interface utilizando-se a linguagem *Python 3.7.1* e suas bibliotecas para criação de interfaces gráficas (*PyQt5 5.14.1*), elaboração de gráficos interativos (*PyQtGraph 0.10.0*), comunicação entre placa de aquisição de

dados e computador (*nidaqmx 0.5.7*), exportação de dados em planilha (*xlwt 1.3.0*) e para processamento dos dados online (*NumPy 1.18.1* e *SciPy 1.3.2*).

O procedimento guiado pela interface contará com uma etapa de calibração do sensor de nível. Para sintonia de parâmetros, é possível obter o modelo de primeira ordem com tempo morto (FOPDT) do processo a partir de uma curva de resposta à perturbação degrau no sinal enviado a bomba de alimentação, o usuário pode então calcular os parâmetros do processo por si mesmo, utilizando os gráficos iterativos, ou também pode se optar pela sintonia pelo algoritmo baseado no método da tangente ou por um método de otimização, conforme descrito na Seção 3.6, e posteriormente serão calculados os parâmetros do controlador PID pela regra de Ziegler e Nichols descritas na Seção 3.6.4. Lembrando que para o caso de se optar por utilizar o método de otimização, um modelo inicial deve ser criado pelo usuário ou pelo método da tangente para ser utilizado como estimativa inicial, dessa forma o algoritmo vai trabalhar minimizando a soma do quadrado dos erros entre a curva de dados experimental e a curva gerada pelas iterações do algoritmo de otimização.

O algoritmo para a obtenção de $\tau_p + \theta_p$, foi feito baseando-se no método alternativo destacado por VISIOLI (2006), descrito na seção 3.6.3.

O controlador poderá operar em malha aberta, onde a vazão da bomba poderá ser alterada livremente, ou em malha fechada, onde será utilizado o controle PID como descrito na Equação 9. Será possível realizar ajustes finos ao controlador e a comparação do resultado é realizada através dos índices de desempenho do controlador descritos na Seção 3.7. As integrais do erro do controlador e dos índices de desempenho foram calculadas numericamente pela Regra do Trapézio.

Os experimentos consistem em realizar testes da interface e seus recursos na bancada experimental para confirmação de bom funcionamento dos algoritmos e identificação de pontos de melhoria, até que se obtenha uma interface que apresenta bom desempenho na identificação e sintonia de parâmetros, e na operação de controle em malha fechada.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 INTERFACES OBTIDAS

A interface inicial (Figura 9) destina-se a calibração do sensor de nível na planta, em que o usuário é orientado a encher o tanque, preencher a tabela com o nível lido usando a régua de nível da bancada e fazer a leitura do sinal recebido pela placa de aquisição.

Calibração de sensor de nível

Ponto 1:	Altura [mm]:	17,00	Tensão [V]:	0,3256	LER TENSÃO
Ponto 2:	Altura [mm]:	71,00	Tensão [V]:	0,5368	LER TENSÃO
Ponto 3:	Altura [mm]:	100,00	Tensão [V]:	0,6630	LER TENSÃO
Ponto 4:	Altura [mm]:	130,00	Tensão [V]:	0,7956	LER TENSÃO
Coeficiente a		240,5556			
Coeficiente b		-60,0824			

CALCULAR **AVANÇAR**

Instruções para calibração de sensor:
Para fazer a calibração do sensor de nível, ligar a bomba no modo manual utilizando o interruptor na bancada, e controlar o nível de líquido até os pontos escolhidos.

Faça a leitura visual da altura de líquido na régua do tanque na bancada e preencha o campo 'Altura' do respectivo ponto, depois clique no botão 'LER TENSÃO' para ler a tensão do sensor no ponto escolhido. Após realizar o procedimento para 4 pontos, clicar em 'CALCULAR' para calcular os coeficientes da equação de calibração do sensor. Após esse procedimento, prossiga clicando em 'AVANÇAR'

OBS: Recomenda-se a calibração utilizando as alturas mínima e máxima de líquido no tanque, e dois pontos intermediários espaçados de forma uniforme

Figura 9 - Interface de calibração do sensor de nível

Esse conjunto de dados é armazenado na memória e usados para obter o modelo para conversão do sinal recebido em nível do tanque usando o método de mínimos quadrados.

Após realizar a calibração do sensor é possível avançar, chegando à interface principal apresentada na Figura 10. A interface apresenta dois gráficos, e campos para visualizar e alterar os valores dos principais parâmetros envolvidos no experimento. Nessa janela é possível alternar entre o controle em malha aberta, em que a vazão da bomba pode ser controlada como desejado pelo usuário, e o controlador do tipo PID. Ao selecionar o controle PID, o usuário poderá especificar o *set-point* desejado e, também, poderá alterar livremente os três parâmetros do controlador PID: ganho do controlador, tempo integral e tempo derivativo.

Ao acionar o início do experimento a resposta do sistema é apresentada de forma gráfica: curva de resposta e curva de *set-point* (apresentadas no gráfico superior), e curva da ação de controle (apresentada no gráfico inferior). Os resultados quantitativos do controlador são acompanhados através dos coeficientes de desempenho: IE; IAE; ISE e ITAE. A partir dessa janela é possível optar pela sintonia orientada do controlador.

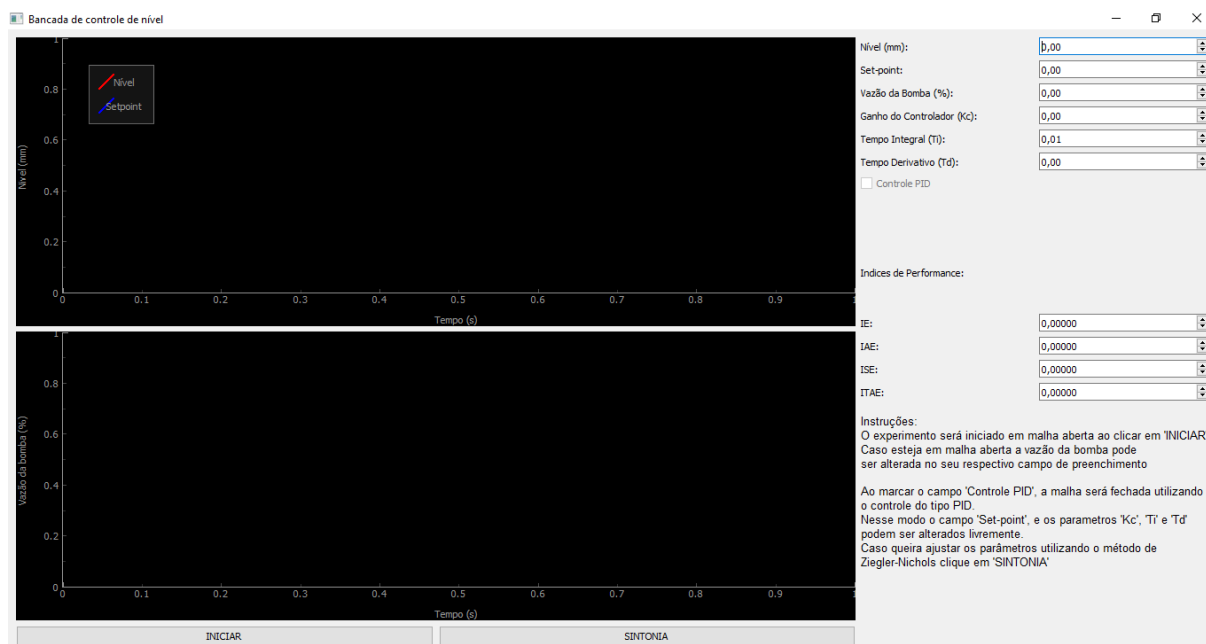


Figura 10 – Interface principal

Na janela de sintonia (Figura 11) o usuário é orientado a fazer com que o processo atinja o estado estacionário e posteriormente realizar uma perturbação degrau no sinal enviado à bomba e permitir que o processo atinja um novo estado estacionário. A curva obtida é usada para identificação dos parâmetros do modelo FOPDT e para a obtenção dos parâmetros do controlador obtidos pelo método de Ziegler e Nichols para controle PID. A identificação dos parâmetros pode ser feita de três formas: pelo próprio usuário, utilizando os gráficos interativos e alterando os valores manualmente em seus devidos campos; por um algoritmo baseado no método da tangente descrito na seção 3.6.3, ativado clicando no botão “MÉTODO DA TANGENTE”; e por um método baseado em um algoritmo de otimização, ativado clicando no botão “OTIMIZAÇÃO”.

Para se utilizar o método de otimização, os três parâmetros do processo devem antes ser definidos pelo usuário ou pelo método da tangente, pois estes serão

utilizados como estimativa inicial para o método de otimização utilizado, que vai trabalhar minimizando a soma do quadrado dos erros.

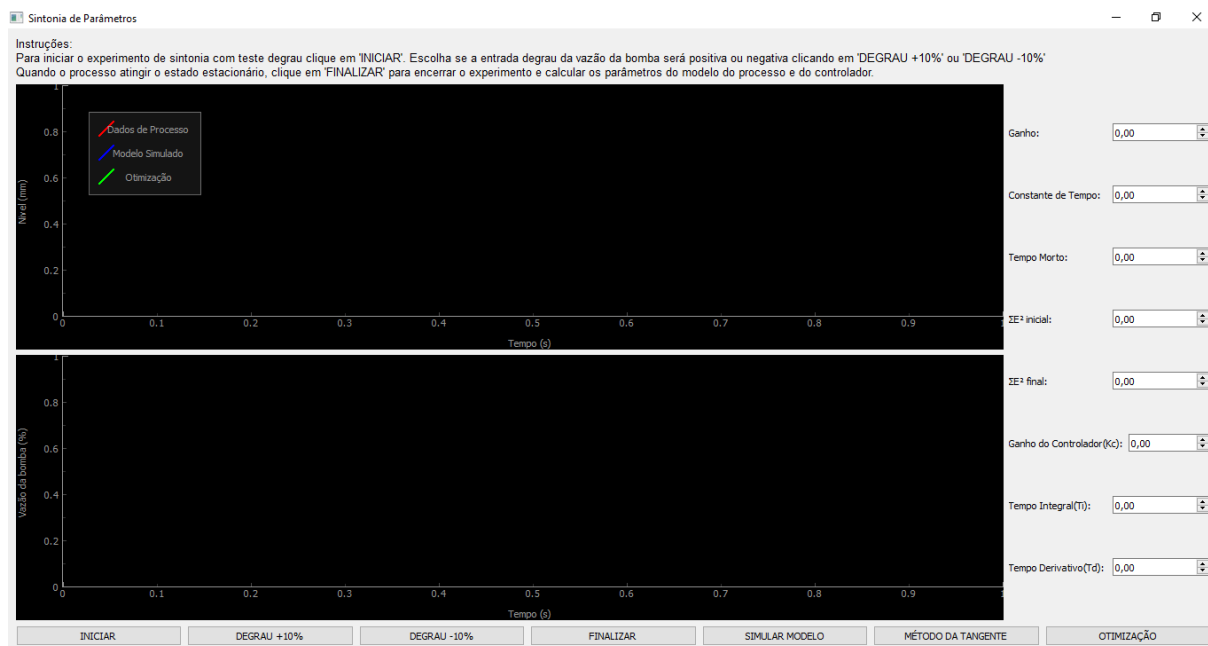


Figura 11 – Interface do experimento de sintonia de parâmetros

5.2 RESULTADOS EXPERIMENTAIS

A Tabela 2 apresenta o modelo obtido para um procedimento de calibração do sensor de nível utilizando a interface da Figura 9.

Tabela 2 - Resultados do procedimento de calibração do sensor de nível.

	Ponto 1	Ponto 2	Ponto 3	Ponto 4
Nível (mm)	17	71	100	130
Sinal (V)	0,3256	0,5368	0,6630	0,7956
Modelo obtido:	$N = 240,5556 \cdot S - 60,0824$			

Acessando a interface de sintonia (Figura 11), seguiu-se o procedimento para realizar o teste degrau para identificação e sintonia de parâmetros. Através da curva de resposta obtida no procedimento testou-se os dois métodos de identificação disponíveis na interface.

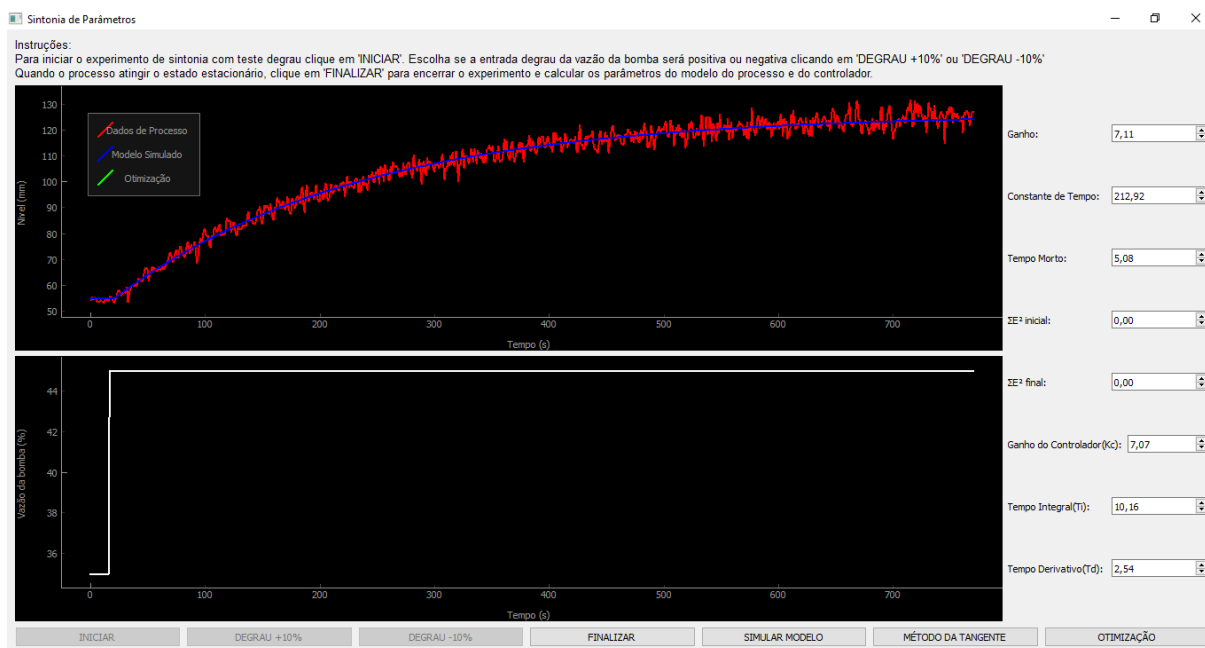


Figura 12 – Identificação de parâmetros pelo método da tangente

Na Figura 12 é possível observar a curva de dados do processo em vermelho e a curva de resposta do processo simulada através dos parâmetros obtidos pelo método de sintonia da Tangente em azul. Nota-se que a curva simulada se encaixa bem a curva de dados do processo, mostrando que o algoritmo de identificação tem bom desempenho. Os parâmetros obtidos para o modelo e para o controlador são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 - Resultados do teste de identificação e sintonia do PID pelo método da Tangente

Sinal inicial (%)	Perturbação (%)	Nível inicial (mm)	Nível final (mm)
35	+10	56,0	128,1
Parâmetros do modelo FOPDT	Ganho (mm)	Constante tempo (s)	Tempo morto (s)
	7,11	212,92	5,08
Parâmetros do controlador	Ganho (-)	Tempo integral (s)	Tempo derivativo (s)
	7,07	10,16	2,54

Após, foi testado a abordagem de otimização para identificação dos parâmetros. Na Figura 13, além das curvas já apresentadas, também é possível visualizar, em verde, a curva do modelo simulado através dos parâmetros obtidos pelo algoritmo de otimização.

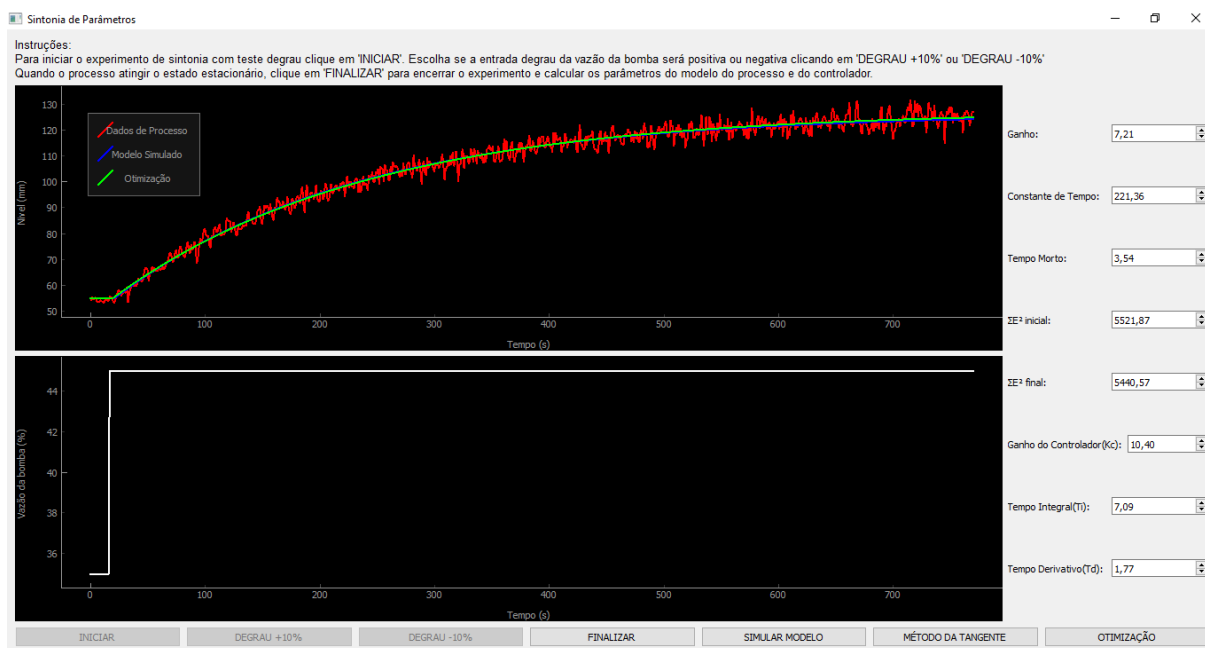


Figura 13 – Identificação de parâmetros por otimização

A interface utiliza a minimização da soma do quadrado dos erros para definir os parâmetros que mais se encaixam aos dados do processo, e utiliza como estimativa inicial o modelo já criado pelo usuário ou o modelo encontrado pelo método da Tangente. A interface apresenta as informações da soma do quadrado dos erros, que foi de 5521,87 para o modelo inicial obtido pelo método da tangente e de 5440,57 para o modelo obtido através da otimização, mais uma vez mostrando que o algoritmo baseado no método gráfico teve bom desempenho, quase se equiparando a otimização, que também se encaixa muito bem a curva resposta. Os parâmetros para o modelo e para o controlador usando este método são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 - Resultados do teste de identificação e sintonia do PID pelo método de Otimização

Sinal inicial (%)	Perturbação (%)	Nível inicial (mm)	Nível final (mm)
35	+10	56,0	128,1
Parâmetros do modelo FOPDT	Ganho (mm)	Constante tempo (s)	Tempo morto (s)
	7,21	221,36	3,54
Parâmetros do controlador	Ganho (-)	Tempo integral (s)	Tempo derivativo (s)
	10,40	7,09	1,77

Foram realizados testes servos com os controladores PID obtidos pelos dois métodos apresentados na seção de sintonia da interface gráfica, e também optou-se pela realização de testes de controladores PI sintonizados através dos parâmetros de

processo obtidos anteriormente, de modo a comparar seu comportamento com os controladores PID, totalizando 4 testes conforme Tabela 5.

Tabela 5 – Testes servos

Teste	Ganho (-)	Tempo integral (s)	Tempo derivativo (s)
1	7,07	10,16	2,54
2	10,4	7,09	1,77
3	5,3	16,91	0
4	7,8	11,78	0

Os testes 1 e 2 se referem aos controladores PID obtidos através do método da tangente e de otimização, respectivamente. Seus comportamentos podem ser observados na Figura 14 e na Figura 15.

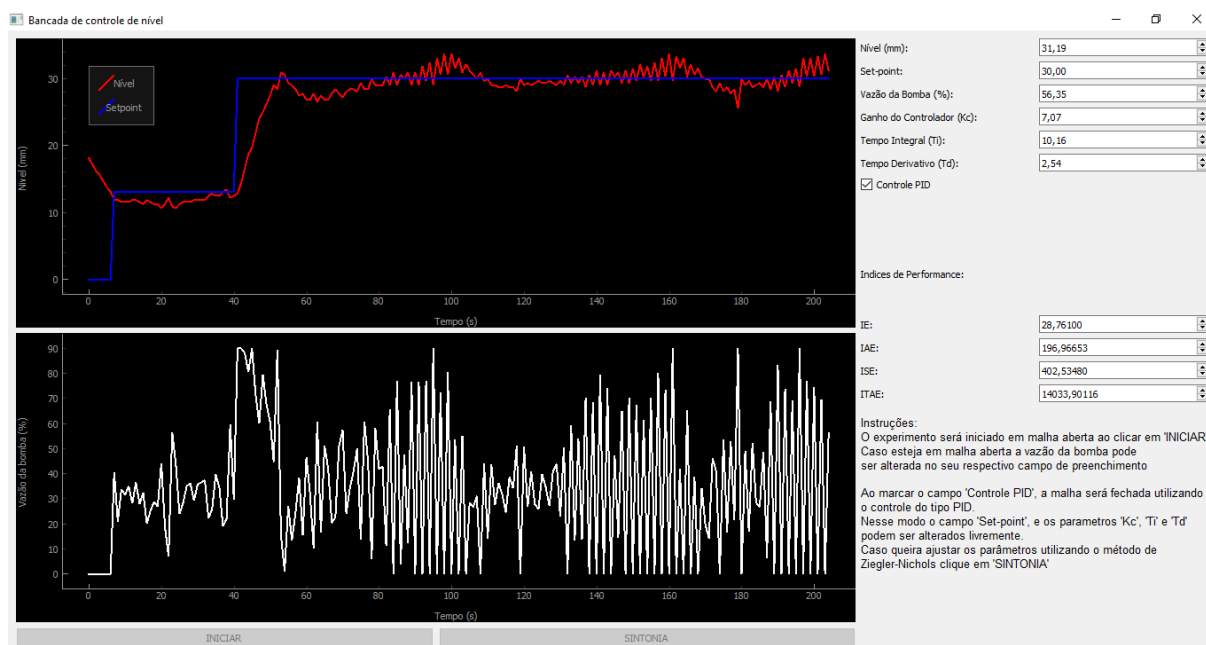


Figura 14 – Resultados do Teste 1

É possível observar que os controladores apresentaram desempenho satisfatório no rastreo dos *set-point* nos testes servos realizados. Além disso, observa-se também que a resposta em malha fechada apresenta oscilações em torno do *set-point*, resultado esperado uma vez que o método de Ziegler e Nichols considera o critério de taxa de decaimento de 0,25 (O'DWYER, 2009).

Observa-se também, que a resposta da ação de controle apresentou grandes variações em intervalos muito curtos, havendo a necessidade de acrescentar um mecanismo de proteção do atuador, sendo sugerido acrescentar restrições quanto a

variação da ação de controle ou acrescentar uma função de transferência para o atuador.

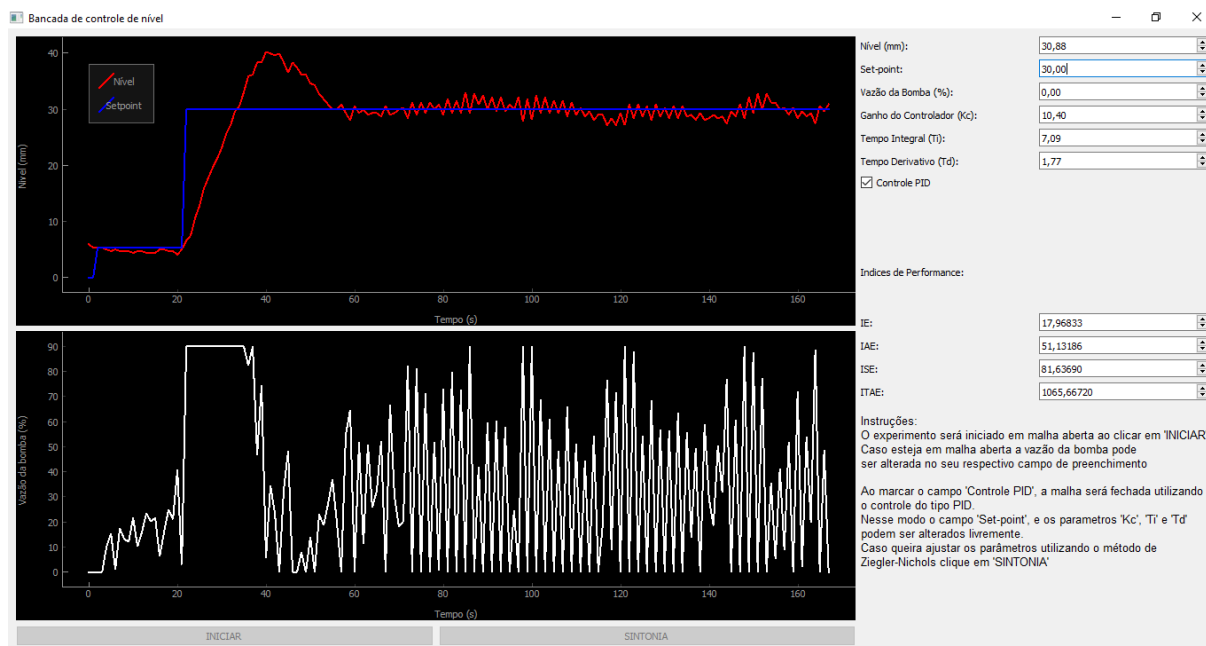


Figura 15 – Resultados do Teste 2

Os testes 3 e 4 se referem aos controladores PI obtidos através do método da tangente e de otimização, respectivamente. Seus comportamentos podem ser observados na Figura 16 e na Figura 17. Mais uma vez observa-se que os controladores apresentam bom desempenho e que seus comportamentos não apresentam grandes variações entre si.

Comparando os dois controladores PI com os dois controladores PID, nota-se uma diferença significativa no comportamento do sinal de controle, que apresenta oscilações muito menores para os controles PI, gerando variações menores na ação de controle, o que pode contribuir para a integridade do equipamento. Isso ocorre provavelmente devido à ausência da ação derivativa nos controladores PI, que acaba atenuando as oscilações, visto que a ação derivativa pode acabar causando flutuações e amplificar ruídos, como é perceptível nos controladores PID que foram testados.

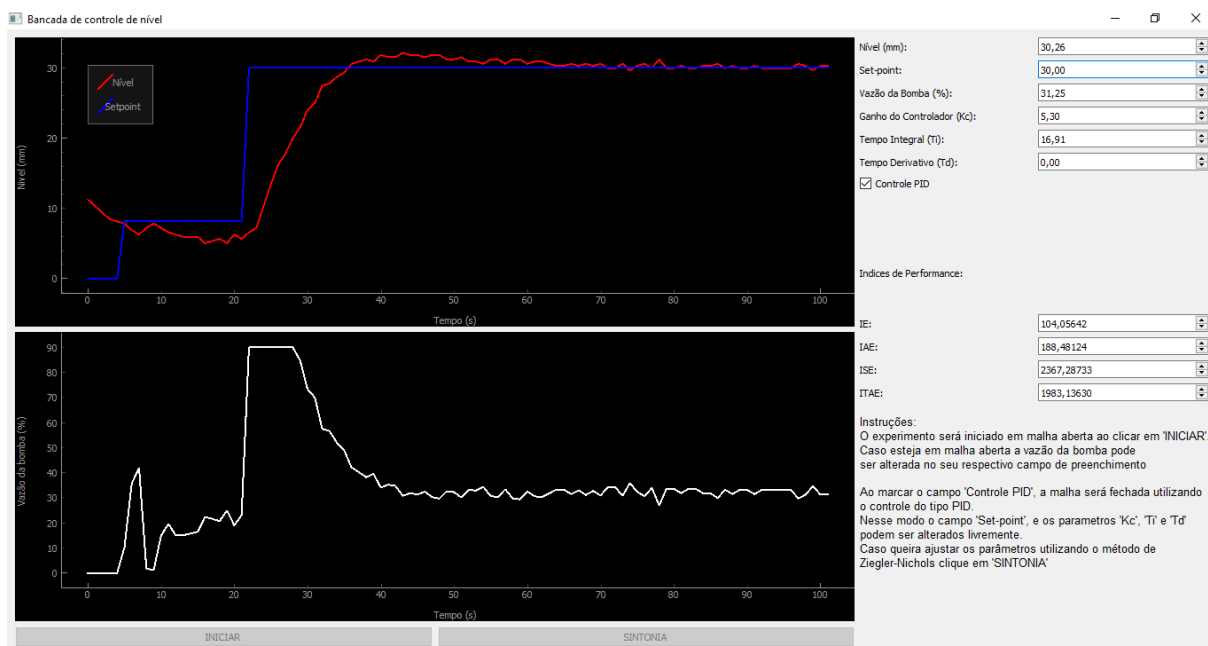


Figura 16 – Resultados do Teste 3

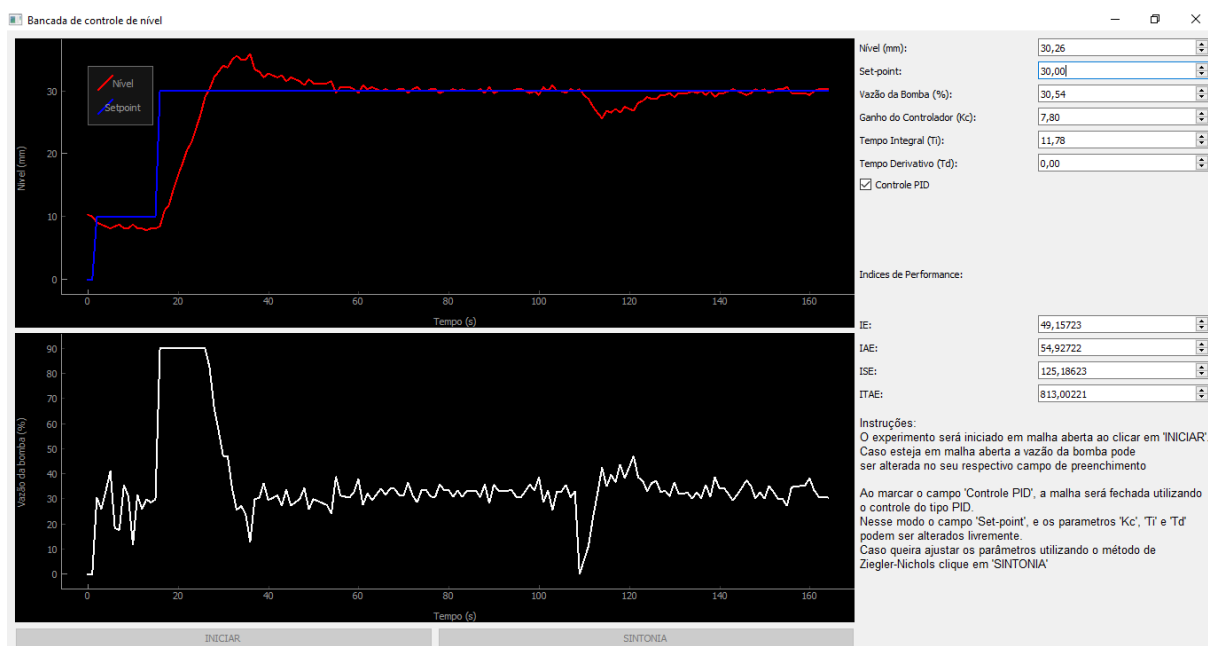


Figura 17 – Resultados do Teste 4

6 CONCLUSÃO

No presente trabalho foi proposto uma interface gráfica para sintonia e controle de um processo real envolvendo controle de nível de líquido que apresenta diversos recursos úteis para o aprendizado prático dos alunos envolvendo controle de processos aplicado a uma situação real. A interface gráfica obtida apresenta recursos para identificação e simulação de modelo FOPDT e comparação com dados de experimento, sintonia de parâmetros, operação em malha aberta e malha fechada, índices para análise de performance do controlador, gráficos para acompanhamento da resposta das variáveis e exportação de dados para planilha eletrônica.

O procedimento de ajuste de parâmetros do controlador PID em um processo real atingiu aos objetivos de orientar ao usuário a aplicar um dos métodos de sintonia apresentados na teoria da disciplina de controle de processos. Fazendo com que o usuário tenha uma experiência prática nas etapas de calibração de sensores, identificação dos parâmetros do modelo FOPDT e teste do controlador a partir da visualização gráfica das variáveis, e por fim um ajuste fino de parâmetros analisando os índices de desempenho.

Os métodos sugeridos pela interface para ajuste do controlador também apresentaram resultados satisfatórios uma vez que o controlador obtido foi capaz de rastrear diferentes *set-point* para o processo em testes servos. Porém, há a possibilidade de melhoria da resposta do controlador PID objetivando redução de oscilações na resposta e redução das oscilações e maior velocidade na ação de controle, o que instiga o usuário a realização de ajustes finos aos parâmetros obtidos. Também há a possibilidade da inserção de uma caixa para alternar a utilização entre controle PID e PI.

REFERÊNCIAS

AHMAD, S.; EBAYYEH, A. A. R. A.; ABDULAZIZ, A. The Design of a Microcontroller-based Automatic Liquid Level Control System. **International Journal of Engineering & Technology**, 2019.

ANTONIO-LOPEZ, J. E. et al. Fiber-optic sensor for liquid level measurement. **Optics Letters**, v. 36, 2011.

ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. **Advanced PID Control**. [S.l.]: Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2006.

COUGHNAWR, D. R.; LEBLANC, S. E. **Process systems analysis and control**. 3^a. ed. New York: McGraw-Hill, 2009.

DESBOROUGH, L.; MILLER, R. Increasing customer value of industrial control performance monitoring-Honeywell's experience. **6th Int. Conf. Chemical Process Control**, New York, 2002.

FIDELIS, A. H. **Estado de arte de sistema de controle e algumas ferramentas computacionais para avaliação de desempenho de malhas de controle**. Ouro Preto: Universidade Federal de Ouro Preto, Monografia (Graduação), 2014.

LEVA, A.; COX, C.; RUANO, A. **Hands-on PID autotuning: a guide to better utilisation**. IFAC Technical Brief. [S.l.]. 2001.

LUYBEN, W. L. **Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers**. 2^a. ed. Singapore: McGraw-Hill, 1999.

LUYBEN, W. L. Liquid level control: Simplicity and complexity. **Journal of Process Control**, v. 86, 2020.

MAHMOOD, Q. A.; NAWAF, A. T.; MOHAMEDALI, S. A. SIMULATION AND PERFORMANCE OF LIQUID LEVEL CONTROLLERS FOR LINEAR TANK. **Jurnal Teknologi**, v. 82, April 2020.

NOCEDAL, J.; WRIGHT, S. J. **Numerical optimization**. New York: Springer, 1999.

O'DWYER, A. **Handbook of PI and PID controller tuning rules**. 3^a. ed. London: Imperial College Press, 2009.

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

SCIPY Documentation, 2021. Disponível em:
<<https://docs.scipy.org/doc/scipy/index.html>>. Acesso em: 10 Novembro 2021.

SEBORG, D. E. et al. **Process dynamics and control**. 4^a. ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, 2016.

SKOGESTAD, S. Probably the best simple PID tuning rules in the world. **Journal of Process Control**, July 2001.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and Practice of Automatic Process Control**. 2^a. ed. New York: John Wiley & Sons, 1997.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice**. Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall, 1984.

VISIOLI, A. **Practical PID Control: Advances in industrial control**. London: Springer, 2006.

YU, C.-C. **Autotuning of PID Controllers**. 2^a. ed. London: Springer, 2006.

ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B. Optimum Settings for Automatic Controllers, Rochester, 1942.