

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO NORTE
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE COMPUTAÇÃO E AUTOMAÇÃO
CURSO DE ENGENHARIA DE COMPUTAÇÃO
CURSO DE ENGENHARIA MECATRÔNICA**

**RELATÓRIO DA 04ª EXPERIÊNCIA
CONTROLE DE SISTEMAS DINÂMICOS: CONTROLE
EM CASCATA**

Grupo 02

Aluno 1 - Alexandre Luz Xavier da Costa 2016007810

Aluno 2 - Anderson Henrique de Araújo Dias – 20160153697

Aluno 3 - Higo Bessa Magalhães – 20160153928

Aluno 4 - Jaime Cristalino Jales Dantas - 2016008362

Natal-RN

2016

CONTROLE DE SISTEMAS DINÂMICOS: CONTROLE EM CASCATA

Quarto Relatório Parcial apresentado à disciplina Laboratorial de Sistemas de Controle, correspondente à avaliação da 2ª unidade do semestre 2016.2 do 8º período dos cursos de Engenharia de Computação e Engenharia Mecatrônica da Universidade Federal do Rio Grande do Norte, sob orientação do **Prof. Fábio Meneghetti Ugulino de Araújo**.

Professor: Fábio Meneghetti Ugulino de Araújo.

Natal-RN

2016

RESUMO

O trabalho apresenta o comportamento da planta, em que se deseja controlar o nível dos tanques através da vazão decorrente de um tanque principal que é alimentado através de uma bomba que recebe uma tensão para ser ativada. Foi montada uma malha de controle onde há a presença de dois controladores ajustados de formas distintas, ajuste esse conhecido como Controle em Cascata. Utilizou-se estratégias para ser possível programar ações Proporcional (P), Integral (I) e Derivativa (D), o objetivo é estudar o ganho de qualidade nos parâmetros no sistema, quando comparados a um processo que opera em controle simples.

O controle em cascata impõe um conceito em que se deve analisar o sistema como duas malhas que operem independentemente, pois a resposta de um controlador é enviada diretamente como SP para o controlador mais interno.

Os sistemas que operam dessa forma apresentam respostas mais satisfatórias a eventos indesejados, entretanto, eles exigem um esforço maior na sintonização dos controladores, devido os mesmo trabalhares de forma conjunta.

Palavras-chave: Controle em Cascata, Tanques, Malha aberta, Malha fechada, PID.

LISTA DE SÍMBOLOS

V	<i>Tensão</i>
s	<i>Segundos</i>
cm	<i>Centímetros</i>

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

MV	Variável Manipulada
MF	Malha Fechada
MA	Malha Aberta
SP	Set-Point, Resposta Desejada
PV	Variável de Processos

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Diagrama de bloco de sistema de 2ª ordem.	10
Figura 2 - Erro enviado ao sistema.	10
Figura 3 - Diagrama de bloco de sistema de 2ª ordem com controlador.	10
Figura 4 - Diagrama de bloco de sistema com controlador PI.	12
Figura 5 - Diagrama de bloco de sistema PID com controlador.	13
Figura 6 - Diagrama de blocos de sistema PI-D com controlador.	14
Figura 7 - Representação gráfica de um sinal degrau.	15
Figura 8 - Tela de conexão.	16
Figura 9 - Tela de aviso.	16
Figura 10 - Seleção de modo cascata.	17
Figura 11 - Geração de relatório.	17
Figura 12 - Interface de leitura	18

SUMÁRIO

	<u>Pág.</u>
1 INTRODUÇÃO	8
2 REFERENCIAL TEÓRICO	9
2.1 Sistemas de Controle em Cascata	9
2.2 Ações de Controle	9
2.2.1. Controlador Proporcional (P)	11
2.2.2. Controlador Integral (I)	11
2.2.3. Controlador Derivativo (D)	11
2.2.4. Controlador Proporcional e Integral (PI)	12
2.2.5. Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID)	13
3 METODOLOGIA	15
3.1 Software de Controle.....	15
3.1.1 Interface de Leitura	18
3.2 Resultados	19
3.2.1 Controlador P - PI	19
3.2.2 Controlador P - PID	19
3.2.3 Controlador PI – P	19
3.2.4 Controlador PI – PID	19
3.2.5 Controlador PID – PID	20
3.2.6 Controlador PID - PI-D	20
3.2.7 Controlador PI-D – PID	20
3.2.8 Controlador PI-D – PI-D	20
4 CONCLUSÃO	21
5 REFERÊNCIAS	22

1 INTRODUÇÃO

A utilização de controladores no sistema objetiva a modificação de sua dinâmica, manipulando a relação entrada/saída a partir de atuadores sobre seus parâmetros, com o intuito de satisfazer as especificações com relação a sua resposta (Ogata, 1993).

Os controladores PID são os mais usados na indústria. São compostos por P, PI, PD, PI-D e PID. De uma forma simples, o controle se faz a partir da manipulação dos ganhos k_p , k_i e k_d em cada controlador. Esse relatório apresenta uma base teórica desses controladores e iremos explicar nossa solução para sua utilização em configuração cascata.

Nesse experimento será apresentado um novo método de controlar a mesma planta, com o objetivo de melhorar ainda mais os parâmetros obtidos no trabalho anterior. Sabendo que o nível do tanque inferior, que se deseja controlar, depende diretamente do nível do tanque superior, têm-se a aparição de uma variável auxiliar que permite a construção de um arranjo em cascata de controladores, onde o SP do tanque principal (tanque superior) é definido através da aplicação de um controle auxiliar.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

Nessa sessão serão discutidos os fundamentos que envolvem a utilização de ações de controle em sistemas conectados em cascatas, com o objetivo de utilizá-los na prática para o controle da planta.

2.1 Sistemas de Controle em Cascata

O arranjo em cascata é obtido quando um sistema com diferentes variáveis tem um dos seus SPs definidos a partir da saída de outro controlador, isso é a saída de um controlador manipula a referência de outro controlador. Cada controlador possui uma entrada e uma saída, mas apenas o controlador primário (mestre) tem uma referência independente e apenas a do secundário (escravo) é conectada a saída do processo.

É um sistema muito comum, utilizado para diferentes situações, limitando àquelas em que se encontra uma variável intermediária, o que nem sempre é possível.

2.2 Ações de Controle

Em sistemas de MF, algumas ações de controle são implementadas para que os dispositivos controladores interfiram no funcionamento da planta com o objetivo de fazer com que a saída do processo atinja o valor desejado. Essa ação é feita através da comparação do valor prático de saída com o valor teórico (SP), que é pré-definido. Essa comparação resulta em um erro que, para cada ação de controle, terá uma forma individual de ser usado para manipular a planta. Cada ação de controle permite melhorar os diferentes parâmetros no comportamento do sistema.

Dentre as ações de controle mais importantes que atuam em controladores industriais estão: proporcional (P), integral (I), derivativa (D) e suas variáveis resultantes da combinação dessas três. Para esse experimento, foi considerado um sistema de 2ª ordem representado pelo diagrama de bloco.

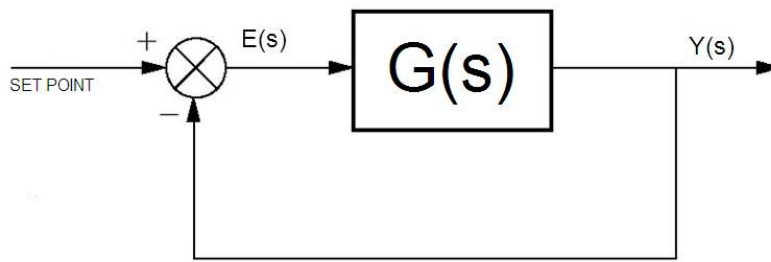


Figura 1 - Diagrama de bloco de sistema de 2ª ordem.

Onde

$$E(s) = SP - Y(s)$$

$$Y(s) = G(s)E(s)$$

Entretanto, existe um problema no procedimento de realimentação usado nesse experimento. Na medida em que o valor prático de saída fica próximo do valor teórico de saída, o erro diminui ao ponto de não impor nenhuma interferência no sistema, causando um erro de regime, mesmo que pequeno.

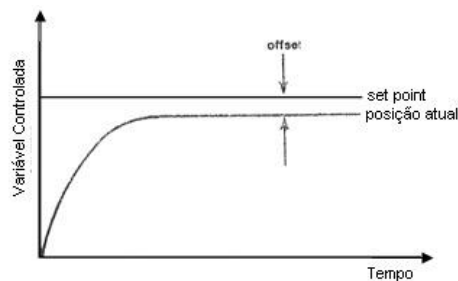


Figura 2 - Erro enviado ao sistema.

Ao se aplicar o sinal do erro diretamente na entrada do sistema significa, na teoria, impor ao sistema uma ação de controle do tipo proporcional com ganho $K_p=1$. Logo, surge a figura do controlador dentro da malha.

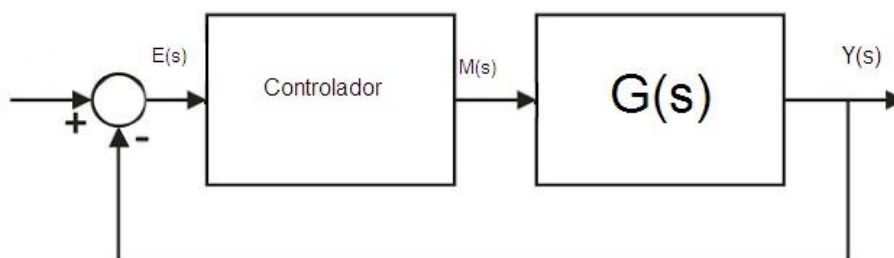


Figura 3 - Diagrama de bloco de sistema de 2ª ordem com controlador.

2.2.1. Controlador Proporcional (P)

Para um controlador proporcional, a relação entre sinal de saída $M(s)$ e erro que atua $E(s)$ é dada por:

$$M(s) = K_p E(s)$$

O controle proporcional pode ser visto como uma relação proporcional entre k_p e o ganho ajustável, isso é, com o aumento do valor do k_p o erro enviado ao sistema é amplificado, consequentemente o erro de regime diminui. Entretanto, diminuir o erro de regime não significa que será eliminado. Para que isso ocorra, o valor do k_p deve ser muito alto, o que pode levar o sistema se fragilizar no que diz respeito à estabilidade.

2.2.2. Controlador Integral (I)

Para um controlador integrador, a relação entre sinal de saída e erro que atua é dada por:

$$M(s) = \frac{K_i E(s)}{s}$$

Esse controle tem uma função que armazena os valores entre o erro e o valor teórico, similar a uma integral entre duas curvas. A medida que a saída da planta se aproxima do set point, o erro diminui, mas o sinal que controla continua grande e proporcional ao somatório das diferenças entre cada ponto das duas curvas. Isso permite que o erro de regime seja igual a zero em um determinado instante.

Ao ser aplicado, esse controlador aumenta a ordem do sistema, podendo causar instabilidade, por isso é incomum a aplicação da ação integral de forma isolada.

2.2.3. Controlador Derivativo (D)

Para um controlador derivativo, a relação entre sinal de saída e erro que atua é dada por:

$$M(s) = sK_d E(s)$$

O controlador derivativo possui uma propriedade antecipatória, uma vez que a derivada de uma função está relacionada com a tendência de variação da mesma função em um instante de tempo. Logo, utilizar a derivada do erro como ação de controle implica em uma ação baseada na tendência de evolução do erro, dessa forma, o sistema reage rapidamente a variações na saída. Além disso, ao observar a equação acima é possível deduzir que a ação derivativa é nula quando o sistema atingir o regime permanente, pois o erro se torna constante.

Com isso, controladores derivativos torna o sistema muito suscetível a variações de alta frequência na saída, pois esses sinais possuem um valor de derivada muito alto, fazendo com que o controlador amplifique sinais de ruído. Para corrigir esse problema, o controlador derivativo geralmente é utilizado acompanhado de um filtro passa-baixa.

2.2.4. Controlador Proporcional e Integral (PI)

Combinando as ações proporcional e integral, temos o controlador PI com a função de transferência:

$$M(s) = E(s)\left(K_p + \frac{K_i}{s}\right)$$

O PI é normalmente aplicado em sistemas onde há um erro diferente de zero, pois o controlador P viabiliza a utilização de controladores integrais. Em paralelo, o controlador I permite zerar o erro de regime sem elevar o K_p . Logo, controladores PI são recomendados quando a resposta do sistema possui um transitório aceitável e uma resposta em regime insatisfatória.

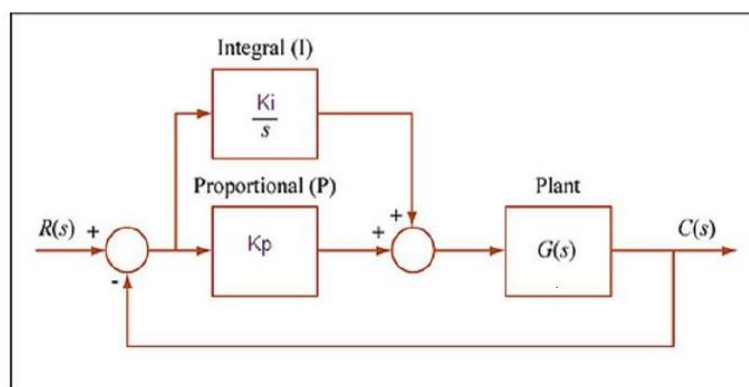


Figura 4 - Diagrama de bloco de sistema com controlador PI.

2.2.5. Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID)

Usando-se das ações proporcionais, integrais e derivativas o controlador PID possui a função de transferência:

$$M(s) = E(s)(K_p + sK_d + \frac{K_i}{s})$$

Não possuindo uma desvantagem clara diante dos já citados, mas melhorando as vantagens de cada ação individual, o PID torna-se o controlador mais utilizado na prática.

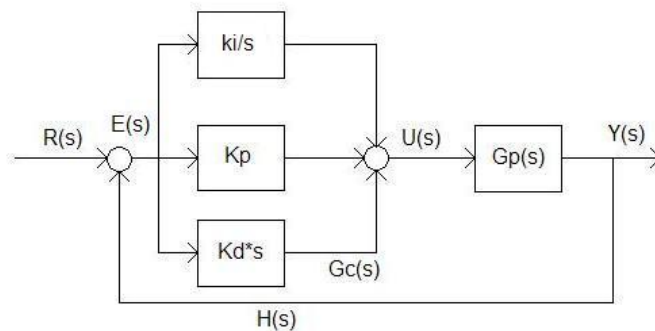


Figura 5 - Diagrama de bloco de sistema PID com controlador.

2.2.6. Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PI-D)

Sendo uma variação do PID, onde o controlador derivativo passa a fazer parte da realimentação, tornando a atuação com base no sinal de saída, diferentemente do sinal de erro, com a função de transferência:

$$M(s) = \left(K_p + \frac{K_i}{s}\right)E(s) + K_d Y(s)$$

Evitando que ocorra a diferenciação de possíveis variações no SP (podendo gerar sinais de saturação nos atuadores), com configuração:

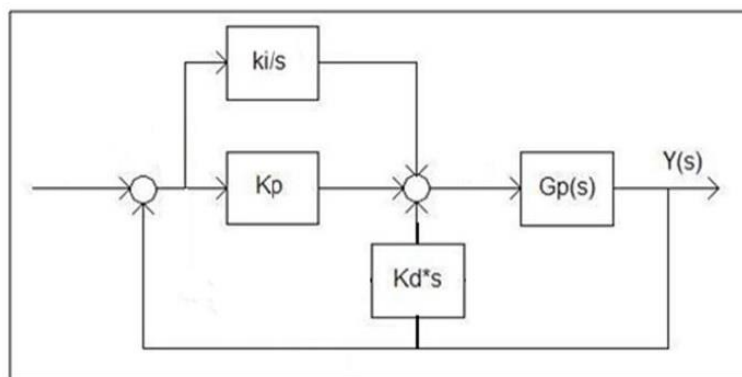


Figura 6 - Diagrama de blocos de sistema PI-D com controlador.

2.3 Sistema de Tanques Acoplados Quanser

Com o uso de um computador e uma placa de aquisição de dados pode ocorrer o controle dos níveis dos tanques acoplados em laboratório, de modo que o computador enviasse sinais elétricos ao módulo de potência, que por sua vez multiplica a tensão por uma variável acionando a bomba.

Os componentes deste sistema de tanques são:

- I. 2 Tanques acoplados da Quanser
- II. 2 Sensores de nível
- III. 1 Bomba
- IV. 1 Reservatório
- V. Módulo de potência VoltPAQ-X1
- VI. Placa de aquisição de dados MultQ da Quanser
- VII. Computador

2.4 Sinais de Entrada na Planta

Dentre os sinais utilizados nos experimentos anteriores para o controle da planta temos: sinal senoidal, quadrado, degrau, tipo dente de serra e aleatório. Entretanto, para o experimento referente a este relatório utilizou-se apenas o sinal degrau como entrada. O motivo para se usar apenas esse sinal é que na prática se usa apenas o degrau como sinal de controle devido a sua estabilidade e melhor manipulação.

Os outros sinais utilizados anteriormente foram apenas de caráter ilustrativo, para mostrar o comportamento da planta com um sinal que mais se assemelhava as formas de ondas senoidais, quadradas, tipo dente de serra e aleatória.

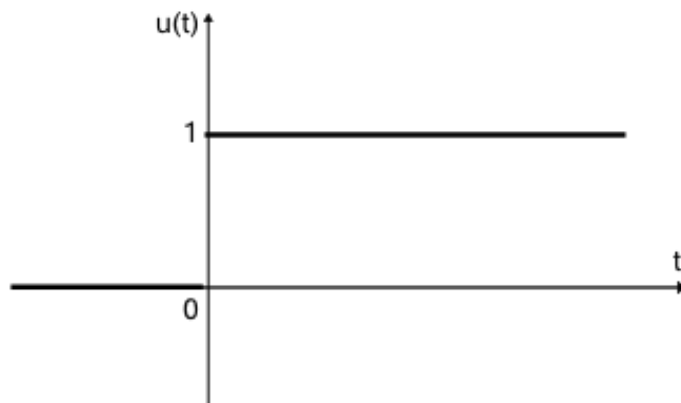


Figura 7 - Representação gráfica de um sinal degrau.

3 METODOLOGIA

Neste momento, o projeto se adaptou ao desenvolvimento do controle da planta em configuração cascata. Em sua interface gráfica o usuário terá esta nova opção de manipulação de forma que o software passe parâmetros de controle de nível ao servidor, efetuando o controle da coluna de fluido em ambos os tanques.

As principais alterações para elaboração deste experimento foram:

- I. Nova seleção nas variáveis de controle pelo usuário;
- II. Plotagem em tempo real do controle de ambos os tanques para com o SP;
- III. Elaboração de relatórios de simulação com parâmetros utilizados (com gráficos anexados).

3.1 Software de Controle

São solicitados parâmetros ao usuário em busca de um funcionamento aprimorado, estas variáveis e suas alterações no sistema são plotados em gráficos no software:

- I. Implementação de controladores P, PI, PD, PID e PI-D em sistema cascata entre controlador “mestre” e “escravo”.

- II. Inserção de parâmetros afim de controle, estabilidade e desempenho do controlador sobre a planta.
- III. Plotagem em tempo real para análise pelo usuário dos parâmetros propostos.
- IV. Geração de relatórios para a documentação do sistema.

Como primeiro layout o usuário vai encontrar a tela de conexão com o servidor dos tanques acoplados.



Figura 8 - Tela de conexão.

A tela de conexão mostra o endereço IP do servidor e a porta de comunicação que o usuário deve utilizar. A modificação realizada para essa interface inicial, em relação aos experimentos anteriores, foi o incremento de uma opção de entrada como “Simulação” ao invés de “Off-line”, que permite ao usuário efetuar testes sem comunicar-se a bomba d’água e coletando dados relativamente semelhantes com o prático, mediante a modelagem da planta. Ao acionar essa opção haverá um aviso de que o usuário não está conectado a planta.



Figura 9 - Tela de aviso.

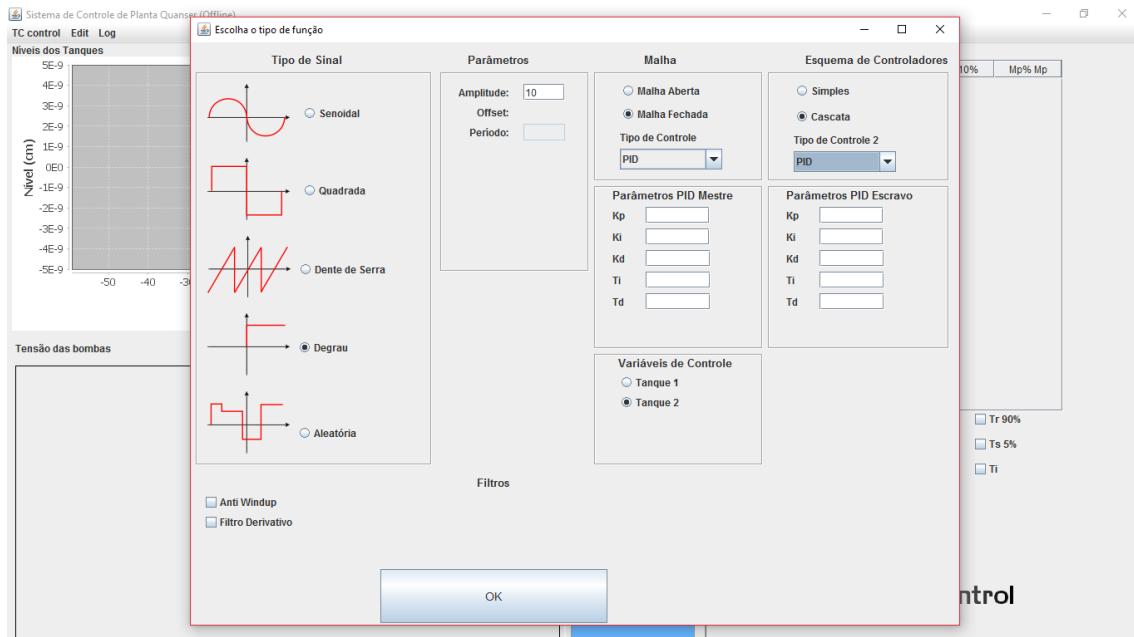


Figura 10 - Seleção de modo cascata.

O usuário terá liberdade na seleção do esquema dos controladores, sendo eles em simples ou cascata.

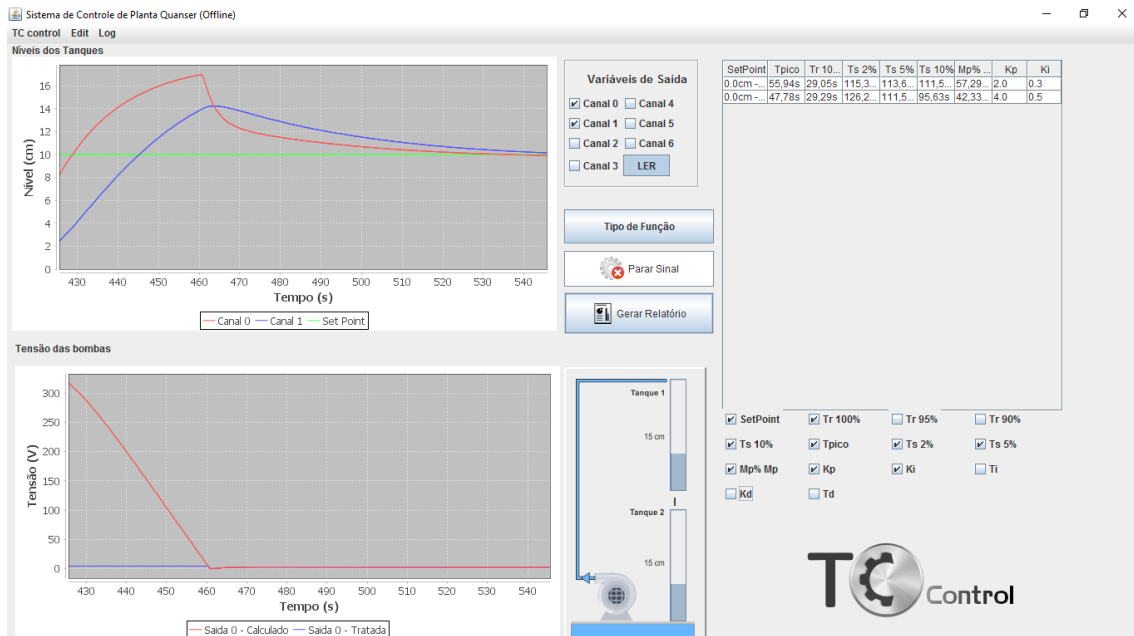


Figura 11 - Geração de relatório.

O relatório conta com os dados e gráficos em sequência dos parâmetros inseridos na listagem em display lateral, o modelo poderá ser visto em detalhe junto aos anexos deste relatório que contém os valores mais próximos aos ideais encontrados e os demais postos em tentativas falhas.

3.1.1 Interface de Leitura

O usuário acompanha os gráficos de níveis como também a tensão gerada na bomba, dentre as modificações realizadas haverá os gráficos do canal 0 e 1, juntamente do SP plotados de acordo com as medições realizadas pelos sensores e setada pelo usuário.

Já para a tensão das bombas o usuário poderá verificar a saída calculada e saída tratada.

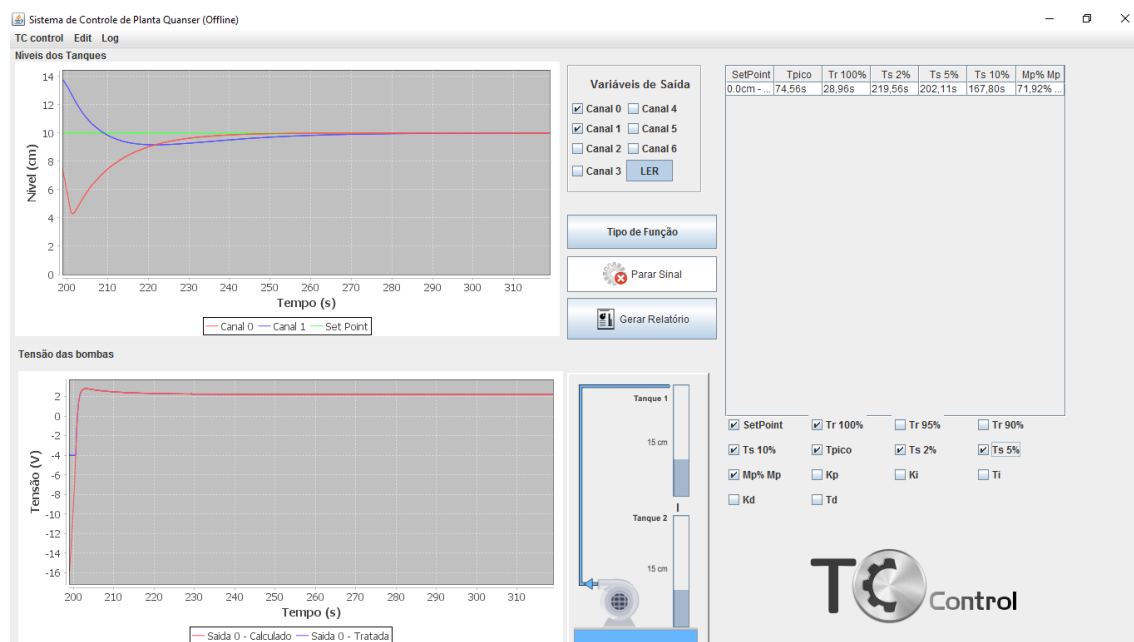


Figura 12 - Interface de leitura

3.2 Resultados

Em todos os testes do experimento foi utilizado o sinal degrau como entrada, sempre tentando atingir o melhor tempo de acomodação no menor tempo de subida para todos as combinações de controladores possíveis.

A sequência dos resultados anexados teve o controlador “Mestre” estático para cada tipo de combinação de controlador “Escravo” possível, mas houveram testes não realizados, como o P – P e também na utilização do PD como “Mestre” observou-se uma ampliação do ruído de modo a tornar a mais ineficiente de todas.

A seguir, descreve-se alguns dos resultados obtidos em laboratório acerca das diferentes combinações de controladores, embora algumas delas apresentem resultados próximos umas das outras quando colocadas em diferentes parâmetros.

3.2.1 Controlador P - PI

Podemos notar que ao aumentar-se o k_p do controlador P, ocorreu uma influência mais no comportamento da resposta que o controlador escravo PI em seu acréscimo, ocasionando a diferença maior no overshoot e tempo de subida que o mesmo acréscimo do mestre, embora ainda ocorra o erro de regime da PV que não é anulado.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 1 deste relatório.

3.2.2 Controlador P - PID

Resolveram o problema do erro de regime dos controladores testados anteriormente, entretanto com resultados não muito satisfatórios.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 1 deste relatório.

3.2.3 Controlador PI – P

Assim como no caso do emprego dos controladores P - PI, a configuração PI -P apresentou erro de regime no nível do tanque 2 no decorrer dos testes.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 2 deste relatório.

3.2.4 Controlador PI – PID

Os controladores do tipo PI - PID apresentaram resultados bem melhores que os controladores analisados anteriormente porque em ambos os controladores a ação I está presente anulando o erro de regime.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 2 deste relatório.

3.2.5 Controlador PID – PID

Para a configuração de controlador PID – PID a planta apresenta uma variação relativamente suave, frente ao demais testes, em seu regime transitório até atingir o SP solicitado pelo usuário.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 3 deste relatório.

3.2.6 Controlador PID - PI-D

Os controladores PID - PI-D são semelhantes aos PID - PID, uma vez que apenas a ação D do controlador mestre está diferente, observando a variação na PV do tanque 2.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 3 deste relatório.

3.2.7 Controlador PI-D – PID

Nos controladores PI-D - PID, os controladores se comportam como PID - PID, mas, o controlador escravo observa a variação no nível do tanque 1.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 4 deste relatório.

3.2.8 Controlador PI-D – PI-D

Ocorre um comportamento como PID - PID, entretanto, o controlador escravo observa a variação do nível do tanque 1 e o controlador escravo monitora a variação do nível do tanque 2.

Gráficos demonstrativos de resultados no anexo 4 deste relatório.

4 CONCLUSÃO

Esta prática foi bastante útil na introdução de controladores em cascata e em como fazer uma combinação entre controladores nessa arquitetura. Além do aprendizado sobre o comportamento das ações de controle ao variar os parâmetros k_p , k_i e k_d dos controladores.

Ao modificar os valores dessas variáveis, o sistema respondeu de forma satisfatória para os valores próximos dos padrões previamente escolhidos, tanto para erro de regime quanto erro transitório, entretanto, para valores muito diferentes desses valores padrões, a resposta foi considerada inadequada.

Ao aumentar o k_d , observa-se uma melhora no overshoot, mas o aumento de k_d prejudicou o tempo de acomodação. Ao aumentar o k_i foi observado que o erro de regime do sistema tende a ser eliminado, porém prejudica o regime transitório. Ao aumentar o k_p observa-se diminuição do erro de regime, entretanto o aumento de k_p pode levar a instabilidade do sistema. Ao aumentar a ordem de um sistema, aumenta-se também a dificuldade para encontrar valores de k_p , k_i e k_d que equilibrem ambos, regime permanente e regime transitório.

Todavia o uso do controle em cascata ajuda a melhorar o controle de sistemas de ordem maior, uma vez que a variável interna também é controlada para valores que favorecem a PV chegar de forma mais rápida e suave ao setpoint.

5 REFERÊNCIAS

OGATA, K. : Engenharia de Controle Moderno { 4o Edi_c~ao, 2003, Prentice-Hall. (OGATA, 2003).

BAZANELLA, A.S. e SILVA JR, J.M.G. Sistemas de Controle: Princípios e Métodos de Projeto. Editora UFRGS, 2005.

APOSTILA DA DISCIPLINA DCA0206

<http://www.dca.ufrn.br/~meneghet/FTP/Controle/scv20071.pdf>

Capa De Anexos

Obs: Seguem aqui os relatórios gerados via software para todas as combinações realizadas em laboratório. Haverá resultados obtidos com êxito pelos controladores, assim como os resultados iniciais em busca dos parâmetros adequados.