

UNIVERSIDADE SÃO FRANCISCO
CURSO DE ENGENHARIA ELÉTRICA

**MODELAGEM E CONTROLE DE NÍVEL EM UM SISTEMA DE DOIS
TANQUES ACOPLADOS**

Área de Engenharia Elétrica

por

André Luís Seraphim

Prof^o Ely Carneiro de Paiva, Doutor
Orientador

Itatiba (SP), dezembro de 2008

UNIVERSIDADE SÃO FRANCISCO
CURSO DE ENGENHARIA ELÉTRICA

Modelagem e Controle de Nível em um Sistema de Dois Tanques Acoplados

Área de Engenharia Elétrica

por

André Luís Seraphim

Relatório apresentado à Banca Examinadora do
Trabalho de Conclusão do Curso de Engenharia
Elétrica para análise e aprovação.
Orientador: Prof^o Ely Carneiro de Paiva, Doutor.

Itatiba (SP), dezembro de 2008

SUMÁRIO

LISTA DE ABREVIATURAS.....	iii
LISTA DE FIGURAS.....	iv
LISTA DE TABELAS.....	v
LISTA DE EQUAÇÕES.....	vi
RESUMO.....	vii
ABSTRACT.....	viii
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. OBJETIVOS.....	4
1.1.1. Objetivo Geral.....	4
1.1.2. Objetivos Específicos.....	4
1.2. METODOLOGIA.....	4
1.3. ESTRUTURA DO TRABALHO.....	4
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	6
2.1. SISTEMAS DE CONTROLE.....	6
2.1.1. Sistemas de controle em malha aberta.....	7
2.1.2. Sistemas de controle em malha fechada.....	8
2.1.3. CONTROLADORES.....	9
2.1.4. Regras de Ziegler-Nichols para a sintonia PID.....	12
2.1.5. Método Lambda para a sintonia PID.....	13
2.1.6. Sistema de nível de líquidos.....	17
3. PROJETO.....	21
3.1. PLANTA DE UM SISTEMA DE TANQUES ACOPLADOS.....	21
3.2. CÁLCULOS PARA A OBTENÇÃO DAS VAZÕES DE REGIME.....	22
3.3. SIMULAÇÃO DO SISTEMA EM MALHA ABERTA.....	23
3.4. SINTONIA PI.....	24
3.5. SIMULAÇÃO DO CONTROLADOR PI.....	26
3.6. SIMULAÇÃO DO CONTROLADOR PI COM PERTURBAÇÃO.....	29
4. CONCLUSÃO.....	33
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	35
GLOSSÁRIO.....	36

LISTA DE ABREVIATURAS

TCC	Trabalho de Conclusão de Curso
USF	Universidade São Francisco
P	Proporcional
PI	Proporcional mais Integral
PD	Proporcional mais Derivativo
PID	Proporcional mais Integral mais Derivativo
SP	Set-point
PV	Ganho do Processo
Kp	Ganho proporcional
Ti	Tempo Integrado
Td	Tempo Derivativo
BP	Banda Proporcional

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Controlador em malha aberta	7
Figura 2. Controlador em malha fechada	8
Figura 3. Controlador PID	11
Figura 4. Gráficos de resposta de um sistema ao degrau	12
Figura 5. Gráfico para obtenção dos parâmetros para o cálculo do PID.....	15
Figura 6. Gráfico comparativo – Sintonia Ziegler-Nichols e Lambda	16
Figura 7. Sistema de nível de dois reservatórios com interação.....	17
Figura 8. Sistema de tanques acoplados em Simulink/Matlab.	21
Figura 9. Resposta ao degrau: (a) Nível do Primeiro Reservatório; (b) Nível do Segundo Reservatório	24
Figura 10. Resposta ao degrau: (a) Nível do Primeiro Reservatório; (b) Nível do Segundo Reservatório.....	24
Figura 11. Controlador PI Simulink.	27
Figura 12. Sistema de tanques acoplados com controlador PI	27
Figura 13. Resposta ao set-point: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols; (b) Nível Controlador Lambda	28
Figura 14. Resposta ao set-point: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols; (b) Nível Controlador Lambda	28
Figura 15. Análise Robustez: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 1,2 metros; (b) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 0,4 metros.....	29
Figura 16. Sistema de tanques acoplados com controlador PI e perturbação na saída.....	30
Figura 17. Resposta a perturbação: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 1,2 metros; (b) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 0,4 metros.	31
Figura 18. Resposta a perturbação: (a) Nível Controlador Lambda set-point 1,2 metros; (b) Nível Controlador Lambda set-point 0,4 metros.....	31

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Impacto da sintonia PID em processos de controle de nível.....	2
Tabela 2. Sintonia PID,Ziegler-Nichols.....	13

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 1	9
Equação 2	9
Equação 3	10
Equação 4	10
Equação 5	11
Equação 6	11
Equação 7	11
Equação 8	13
Equação 9	14
Equação 10	14
Equação 11	14
Equação 12	14
Equação 13	14
Equação 14	15
Equação 15	15
Equação 16	15
Equação 17	16
Equação 18	16
Equação 19	16
Equação 20	16
Equação 21	17
Equação 22	18
Equação 23	18
Equação 24	18
Equação 25	18
Equação 26	18
Equação 27	19
Equação 28	19
Equação 29	19
Equação 30	19
Equação 31	19
Equação 32	20
Equação 33	20
Equação 34	20
Equação 35	20

RESUMO

Seraphim, André. Modelagem e controle de nível em um sistema de dois tanques acoplados. Itatiba, 2008. no f. Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade São Francisco, Itatiba, 2008.

Os sistemas de controle automático representam um importante papel na indústria e na ciência, se tornando uma parte integrante dos modernos processos industriais e de produção.

Os sistemas de controle de nível de líquidos são frequentemente utilizados em malhas de controle. Os processos industriais, geralmente, utilizam o fluxo de líquidos através de tubos de conexão e reservatórios. O fluxo nesses processos é na maioria dos casos turbulento (baixa viscosidade) e não laminar (alta viscosidade). Geralmente esses sistemas são modelados matematicamente por equações diferenciais não lineares, mas se estas forem analisadas em torno de uma região de operação limitada elas podem ser aproximadas por modelos lineares.

Este trabalho tem como objetivo, derivar o modelo matemático de um sistema de nível e vazão em dois tanques acoplados e projetar um controlador PI (Proporcional-Integral) em ambiente de simulação. Assim, através de um modelo matemático, e utilizando um software de simulação (MATLAB), pode-se simular o comportamento da dinâmica dos tanques, e desenvolver um controlador PI capaz de regular o nível do segundo tanque em função da vazão de entrada do primeiro tanque. Duas abordagens diferentes de sintonia do controlador PI serão analisadas nesse estudo: uma mais agressiva, chamada de Ziegler-Nicholls e outra mais moderada, chamada de sintonia Lambda.

Palavras-chave: Controlador PI; Controle de nível; Sintonia Ziegler-Nichols; Sintonia Lambda.

ABSTRACT

The automatic control systems represent an important role in industry and science, becoming an integral part of modern industrial processes and production.

With the advances in theory and in practice, has been producing improvements in the performance of dynamic systems, thus optimizing the productivity by reducing repetitive manual operations, engineers and scientists must have an advanced knowledge in that area.

The systems of control level of net meshes are often used in control. Industrial processes usually use the flow of liquid through pipes and reservoirs connection. The flow in these processes is in most cases turbulent (low viscosity) and non-laminar (high viscosity). Usually these systems are mathematically modeled by nonlinear differential equations, but if they are looked around a limited area of operation they can be approximated by linear models.

This paper aims to, derive the mathematical model of a system-level and flow in two tanks and designing a controller coupled PI (proportional-integral) in the simulation environment.

Each tank should be studied separately for the achievement of their respective roles flow. The flow rate of output is only the second tank of liquid contained therein, however, as the two tanks are attached, the flow of the first tank depends on the difference in level between the tanks.

Thus, through a mathematical model, including disruptions in the system, you can simulate the behavior of the dynamics of the tanks, and develop a PI controller able to adjust the second tank depending on the flow of entry of the first tank. Two different approaches to tune the PI controller will be analyzed in this study: a more aggressive, called Ziegler-Nicholls and other more moderate, called the Lambda line.

Through mathematical model of the tank can be carried to the linearization of it around the point of the system (the system level) and using a software of simulation (MATLAB) you can study the dynamic behavior of the tank and the design parameters the optimal PI controller.

Keywords: PI controller; level controller; Ziegler-Nichols tuning; Lambda tuning.

1. INTRODUÇÃO

Os sistemas de controle automático representam um importante papel para a indústria, a engenharia e a ciência, se tornando uma parte integrante dos modernos processos industriais e de produção.

Com os avanços, na teoria e na prática, vem-se produzindo melhorias no desempenho dos sistemas dinâmicos, assim otimizando a produtividade, diminuindo operações manuais repetitivas, por esses motivos os engenheiros e cientistas devem ter um conhecimento avançado nessa área.

O controle de nível de líquidos e vazão em tanques é um problema importante da indústria de processos. Geralmente exige-se que o líquido seja bombeado, armazenado em tanques, e depois bombeado novamente para outro tanque. Algumas vezes, exige-se que o líquido passe por tratamento químico ou de mistura em tanques, onde o controle de nível do fluido no tanque e a vazão entre os tanques devem sempre estar sob controle automático. Frequentemente, os tanques apresentam-se tão acoplados uns aos outros, que os níveis interagem entre si, exigindo também um controle regulatório. O controle de nível e vazão em tanques é um tema central dos sistemas de engenharia química com importante aspecto econômico relacionado [Control Systems Principles, acessado em novembro 2008]. Alguns tipos de indústrias importantes aonde o controle de nível e vazão são essenciais são:

- Indústria Petroquímica
- Indústria de Papel e Celulose
- Tratamento de água e efluentes

Basicamente, são dois os propósitos para o controle de nível (Shinskey, 1988). O primeiro é manter o nível o mais próximo possível do set-point, o qual poderia ser um ponto de operação ideal. Um exemplo é o nível de um tanque vaporizador: se o nível estiver muito alto, o vapor pode carregar consigo partículas indesejadas do fluido, e se o nível estiver muito baixo, os tubos de vaporização podem ficar superaquecidos. O segundo propósito principal é manter um balanço constante de energia ou de massa, de forma que o fluxo de entrada e de saída se equilibrem em regime permanente. Nesse caso, frequentemente o nível propriamente dito do líquido no reservatório não apresenta uma grande importância operacional ou econômica.

Se tivermos que manter o nível trabalhando no set-point, então o controlador deve conter a ação integrativa, para que possa compensar perturbações (controle PI). Mas se o nível não tiver de

trabalhar no set-point, então a ação integral é desnecessária, pois os integradores são geralmente lentos e pode desestabilizar a malha, especialmente em processos integrativos, sendo suficiente um controle P apenas. (Shinskey, 1988)

Essas aplicações que não requerem que o sistema trabalhe em um set-point definido são distinguíveis pela constante de tempo desejada para o equilíbrio de balanço de energia ou de material. Em alguns casos, um setpoint bem definido é importante. Um exemplo típico é o acumulador de refluxo em uma coluna de destilação. Nesse caso, o nível no acumulador não é importante, mas o atraso na resposta do refluxo em resposta à vazão de destilado deve ser mantido o menor possível.

No outro extremo temos os processos em série cujas unidades de operação estão separadas por tanques “pulmão”. Este tipo de tanque é destinado a desacoplar as unidades, absorvendo as variações de vazão, permitindo flutuações do nível para cima ou para baixo, dessa forma suavizando as variações para as unidades seguintes. Um tanque pulmão pode até continuar a alimentar uma linha por algum tempo, quando a sua alimentação de entrada é momentaneamente interrompida. A constante de tempo relacionando as vazões de entrada e saída nesse caso deve ser a maior possível.

Uma observação interessante é a prática comum e errônea de se manter o nível de um tanque pulmão regulado em exatamente 50%, quando na verdade o nível pode variar para absorver as variações de vazão de entrada para saída. Considere por exemplo, um tanque pulmão alimentando um processo em cascata. Se a produção está alta, o nível no tanque pulmão deveria estar bem alto também, pois há uma grande probabilidade de a vazão de entrada diminuir, já que está perto da máxima. Dessa forma, o volume inteiro do tanque estaria disponível para continuar alimentando os sistemas subsequentes. Do outro lado, se a produção está mínima ou perto de zero, o tanque deveria estar quase vazio, de forma que o volume inteiro estaria disponível para absorver um aumento repentino da vazão da entrada. Assim, se o nível fosse sempre “amarrado” em 50% em regime permanente, a capacidade efetiva do tanque pulmão estaria reduzida em 50%. (Shinskey, 1988)

Finalmente, com relação à banda proporcional do controlador, podemos dizer que para o caso do acumulador de refluxo, a banda BP deve ser a menor possível, lembrando que quanto menor a banda proporcional, maior o ganho do controlador. Já para um tanque “pulmão”, ela deve ser de 100%, e nunca maior do que isso, caso contrário o tanque poderia derramar ou esvaziar totalmente. Para o controle de nível bem “amarrado” de um vaporizador, a BP deve também ser a menor possível.

A Tabela 1 a seguir apresenta alguns exemplos de processos de nível e as suas funções e como deve ser considerada a sintonia do PID para cada caso.

Tabela 1, Impacto da sintonia PID em processos de controle de nível

Processo	Objetivos	Impacto da Sintonia PID
Tanque Pulmão (<i>Surge Tank</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Absorver (filtrar) as variações nas vazões de entrada ou de saída, de forma a manter uma vazão de alimentação constante. 	<ul style="list-style-type: none"> • Sintonize moderadamente, pois o propósito do tanque pulmão é absorver variações. • Sintonize com relação ao nível de regime mais alto (maior ganho do processo). • O set-point é escolhido pela comparação entre o maior e o menor nível de regime. • Controle P é suficiente, não precisa PI.
Tanque Misturador (<i>Mixing Tank</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • favorecer a mistura de diferentes compostos (concentração química). 	<ul style="list-style-type: none"> • Controle de razão para determinar a proporção das vazões dos produtos de entrada. • Todos os loops de vazão devem ser sintonizados com a mesma dinâmica. Por exemplo: Sintonia Lambda baseada no loop mais lento. • O set-point deve ser escolhido com base no tempo de residência.
Tanque de fornecimento de vazão constante (<i>Constant Head Supply Tank</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Manter vazão constante (pelo próprio peso da coluna de água) para os processos que são alimentados. 	<ul style="list-style-type: none"> • Sintonia agressiva. Mantém nível firme independente de perturbações. • Garanta que o sinal de nível é preciso e convenientemente filtrado. • Controlar com a vazão de entrada se possível.
Vaso Reator	<ul style="list-style-type: none"> • Tempo de residência constante. 	<ul style="list-style-type: none"> • Se a vazão é relativamente constante, sintonize firme (agressivo). Isso assegura tempo de residência constante. • Se a vazão varia, considere ajuste lento do set-point por arranjo em cascata.

Fonte: Adaptado de http://www.isa.org/~pupid/GEORGEBUCKBEE_ONESIZEDOESNOTFITALL.pdf

1.1. OBJETIVOS

1.1.1. Objetivo Geral

Este trabalho de conclusão de curso tem como objetivo, derivar o modelo matemático de um sistema de nível e vazão em dois tanques acoplados e projetar um controlador PI (Proporcional-Integral) em ambiente de simulação.

1.1.2. Objetivos Específicos

Através dos métodos de sintonia Ziegler-Nichols e Lambda, faremos os cálculos para um controlador PI, onde o mesmo irá controlar o nível de saída do segundo tanque em um sistema de nível com dois reservatórios acoplados.

Efetuiremos a simulação do sistema através do Simulink/Matlab, obtendo os gráficos de resposta ao degrau e ao set-point da planta, para que possamos compreender e analisar os comportamentos do sistema a uma sintonia mais agressiva e outra mais moderada, a fim de diminuir o erro estacionário no acompanhamento de entrada ao degrau.

1.2. METODOLOGIA

Derivar um modelo matemático para o comportamento dos tanques acoplados, realizar a linearização do modelo em torno do ponto de regime, e utilizar software de simulação para simular o comportamento dinâmico do tanque e o projeto do controlador PI.

1.3. ESTRUTURA DO TRABALHO

Este trabalho de conclusão de curso apresenta um estudo sobre análise e o projeto de sistemas de controle. E exige como pré-requisito conhecimentos de equações diferenciais.

Apresenta também a implementação de modelagem para sistemas de controle de alto desempenho, utilizando dois métodos diferentes para a sintonia. Para a simulação foram utilizadas ferramentas computacionais (Simulink/Matlab), onde foram gerados gráficos do comportamento de sistemas de tanques acoplados.

Este trabalho está organizado em quatro seções, onde na primeira, foi feita uma introdução aos sistemas de controle automático, cuidados que se devem ter para a sintonia do mesmo e alguns

exemplos de onde estes sistemas podem ser utilizados. Foram apresentados os objetivos e a metodologia que foi utilizada para modelagem dos sistemas.

Na segunda seção, foi feita uma explicação rápida sobre sistemas de controle de malha aberta e malha fechada, citando algumas vantagens e exemplos. Além disso, foram abordados os controladores mais utilizados nas indústrias para o controle de sistemas automáticos, foram feitas as descrições de funcionamento de cada um, as técnicas utilizadas para a sintonização dos mesmos, sendo que cada controlador tem as suas características próprias. Foi apresentada também a modelagem matemática de sistemas de fluídicos (sistema de nível de líquidos com dois reservatórios em interação).

Na terceira seção, foram apresentados os resultados do projeto de dois tanques acoplados, as modelagens utilizadas para a simulação do sistema com o uso do Simulink, os métodos de sintonia do controlador PI (Zigler-Nichols e Lambda), fazendo uma breve comparação entre eles, os gráficos de resposta do sistema ao degrau, ao set-point e a perturbações no sistema.

Na quarta seção, será apresentada a conclusão sobre os resultados obtidos nas simulações dos controladores Ziegler-Nichols e Lambda.

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Nesta seção iremos abordar alguns conceitos necessários para a modelagem de um controlador para o controle de um sistema de tanques acoplados, através de dois métodos de sintonia o Ziegler-Nichols e Lambda.

2.1. SISTEMAS DE CONTROLE

Um sistema pode ser visto como uma caixa preta onde são observadas as entradas e saídas, ou seja, não é necessário explorar detalhadamente o comportamento dos componentes em si. Um sistema pode ser chamado de sistema controlado, quando a saída é controlada para obter um valor particular ou corrigir uma entrada.

Geralmente o termo sistema é usado quando queremos descrever uma série de componentes que integram um determinado circuito e agem em conjunto para atingir um determinado objetivo.

Antes de discutimos os sistemas de controle, vamos definir algumas termologias.

Variável controlada – é a condição que é medida e controlada, geralmente é a saída do sistema.

Variável manipulada – é a condição modificada pelo controlador, assim alterando o valor da variável controlada.

Plantas – qualquer objeto que pode ser controlado.

Distúrbios – é um sinal que tende causar alterações no valor da variável de saída.

Em um sistema de controle, o valor da variável de saída é controlado para ter um valor específico ou variar conforme a entrada.

Nos sistemas são definidas equações para representa-los, mas esses por sua vez não são exatos. Pode-se melhorar a precisão aumentando a complexidade das equações.

2.1.1. Sistemas de controle em malha aberta

Os sistemas de controle em malha aberta são aqueles onde o sinal de saída não exerce nenhuma influência no sinal de entrada, ou seja, o mesmo não é realimentado para que cause alterações na entrada.

Neste tipo de sistema, as entradas são escolhidas com a experiência do engenheiro que o projeta, de maneira que o sistema gere o valor de saída desejado.

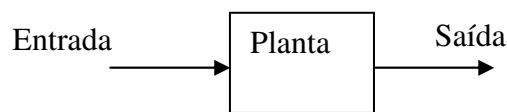


Figura 1. Controlador em malha aberta

Sistemas de controle em malha aberta são inerentemente estáveis. Uma entrada finita provoca uma saída finita que não varia com o tempo. Aumentar a função de transferência de um conjunto no sistema não surte efeito na estabilidade. Por exemplo, uma máquina de refrigerantes em malha aberta, se colocarmos uma moeda apropriada acarreta a saída de uma lata de refrigerante, e não a saída de todas as latas. Mesmo que ocorram mudanças na razão de troca, o custo de cada lata não terá efeito na estabilidade do sistema.

Como exemplo de um sistema em malha aberta, podemos utilizar a velocidade de rotação do eixo de um motor, pode ser determinada somente por um ajuste inicial da tensão aplicada na entrada do motor, Qualquer mudança na fonte de tensão ou nas características do motor, ocasionada por uma mudança na temperatura ou por uma variação na carga no eixo, provocará uma alteração na velocidade do eixo que não será compensada.

Os sistemas em malha aberta têm a vantagem de ser relativamente simples e de baixo custo. Porém são frequentemente imprecisos, já que não existe correção para erros.

2.1.2. Sistemas de controle em malha fechada

Os sistemas de controle com malha fechada são geralmente chamados de sistemas de malha de controle com realimentação.

Onde o sinal de erro, que na verdade é a diferença entre os sinais de entrada e o de realimentação, sendo que este geralmente provém da saída do sistema, realimenta o controlador, que minimiza o erro e acerta as saídas, mantendo as mesmas estáveis.

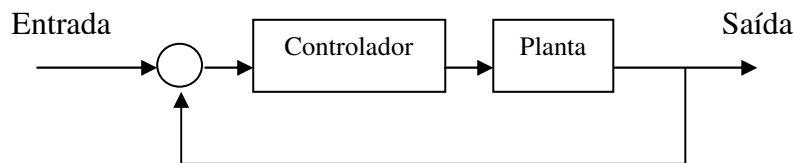


Figura 2. Controlador em malha fechada.

No dia-a-dia nos deparamos com inúmeros sistemas de controle. O ato de tentar pegar um copo de leite na mesa requer um sistema de malha fechada. A mão que pegará o copo deverá remover os obstáculos do caminho e ser posicionada corretamente, de tal forma que os dedos segurem o copo da melhor maneira possível, visando levanta-la.

Na maioria dos sistemas de controle existem variáveis simples que devem ser controladas, por exemplo, o nível da água de um reservatório, a velocidade de rotação de um motor ou até mesmo a posição de uma mão. Mas existem sistemas de controle onde mais de uma variável deve ser controladas. O ato de levantar uma caneta pode ser um exemplo, quando não só a posição da mão é controlada, mas também a pressão exercida pelos dedos, esse exemplo pode ser considerado como um braço robótico com uma garra projetada para levantar objetos nas indústrias.

Sistemas em malha fechada são capazes de combinar os valores reais com os desejados, mas os atrasos no sistema podem comprometer uma ação corretiva, e ocasionar oscilações e instabilidade a saída. Este tipo de sistema é mais complexo do que os de malha aberta, mais caros e com maiores possibilidades de danos, por serem compostos por mais elementos.

Nem sempre, os sistemas em malha fechada são aconselháveis. Nos sistemas em que as entradas são conhecidas e não estão sujeitas as perturbações, a operação em malha aberta deve ser preferida. Entretanto, quando o sistema estiver sujeito a perturbações e variações imprevisíveis

devem-se preferir a operação em malha fechada. Porém, estes sistemas devem ser analisados e projetados com bastante cuidado, visto que outros problemas podem ser gerados como, por exemplo, instabilidade e oscilações.

2.1.3. CONTROLADORES

O controlador de processo tem a função de manter a variável do sistema em um certo set-point. Estes controladores contêm um “algoritmo de controle” ou equação de controle, que calcula as funções matemáticas sobre o sinal de erro e aplica o resultado como sinal de controle para o processo.

2.1.3.1. Controlador P

O controlador P é um ganho puro de valor K_p , sendo a função de transferência representada por :

$$G(s) = K_p \quad \text{Equação 1}$$

Normalmente calculamos a saída do controlador como uma porcentagem da saída total possível do controlador. Assim, uma variação de 100% na saída do controlador corresponde a uma mudança no erro de um extremo da banda proporcional a outro.

Assim:

$$K_p = \frac{100}{\text{Banda Proporcional}} \quad \text{Equação 2}$$

Como a saída é proporcional à entrada, se a entrada do controlador é um erro em degrau, então a saída é também um degrau, de mesma forma da entrada. Isto ocorre, pois o controlador está trabalhando dentro da banda proporcional.

Este controlador é utilizado em situações que se pode obter resultado satisfatório para a resposta transitória e em regime estacionário somente ajustando o ganho do sistema, sem necessidade de uma compensação dinâmica.

2.1.3.2. Controladores PI

O controlador PI é representado pela seguinte função de transferência:

$$G(s) = K_p + \frac{T_i}{s} = \frac{K_p s + T_i}{s} = \frac{K_p \left(s + \frac{T_i}{K_p} \right)}{s} \quad \text{Equação 3}$$

Esse controlador aumenta o tipo do sistema em uma unidade e é utilizado para melhorar a resposta em regime estacionário. Tendo um pólo na origem e um zero em $s = -T_i/K_p$. Como o pólo está mais próximo da origem ele adiciona um ângulo negativo no lugar das raízes.

2.1.3.3. Controladores PD

O controlador PD é representado pela seguinte função de transferência:

$$G(s) = K_p + T_d s = K_d \left(s + \frac{K_p}{T_d} \right) \quad \text{Equação 4}$$

Assim, este controlador tem um único zero em $s = -K_p/T_d$, adicionando um ângulo positivo do lugar das raízes.

O controlador PD é um tipo de controlador de avanço de fase e melhora a resposta transitória do sistema.

2.1.3.4. Controladores PID

Os algoritmos mais utilizados são chamados de controlador de três termos PID - Proporcional (P) mais Integral (I) mais Derivativo (D). Estes termos descrevem as funções matemáticas que são aplicadas ao sinal de erro, onde o erro igual SP menos PV, sendo SP é o valor do set-point e PV a saída do processo (process value). Se ajustado corretamente, o sinal da PV vai chegar bem próximo do desejado SP, e com um comportamento "suave".

Os controladores PID, em geral são aplicáveis na maioria dos sistemas de controle, sendo utilizados em grande parte dos controladores industriais.

Quando o processo sofre alguma variação e a saída não está trabalhando no set-point desejado, o controlador PID recalcula e ajusta o valor de saída.

O controlador PID é representado pela seguinte equação:

$$m(t) = Kp e(t) + Ti \int_0^t e(t) dt + Td \frac{de(t)}{dt} \quad \text{Equação 5}$$

Sendo $e(t)$ como a entrada do controlador e $m(t)$ a saída do controlador.

Ao aplicarmos a transformada de Laplace nesta equação obtemos as seguintes funções de transferência:

$$M(s) = \left(Kp + \frac{Ti}{s} + Tds \right) E(s) \quad \text{Equação 6}$$

ou

$$Gc(s) = \frac{M(s)}{E(s)} = Kp + \frac{Ti}{s} + Tds = \frac{Tds^2 + Kps + Ti}{s} \quad \text{Equação 7}$$

Ao representarmos a equação do controlador em um sistema de blocos obteremos o seguinte diagrama:

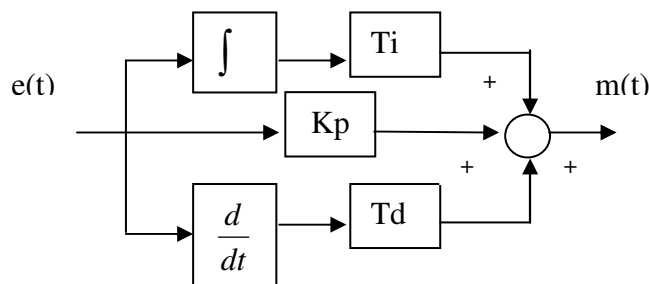


Figura 3. Controlador PID

O controlador PID é utilizado em sistemas onde é necessário melhorar tanto a resposta transitória quanto a resposta em regime estacionário, pois, tem dois zeros e um pólo.

Uma maneira de se projetar um controlador PID é projetar primeiro a parte PI e obter uma resposta satisfatória em regime estacionário, e a parte PD é projetada para melhorar a resposta transitória.

2.1.4. Regras de Ziegler-Nichols para a sintonia PID

Ziegler e Nichols estabeleceram algumas regras em 1942 para a determinação de valores para o ganho K_p , o tempo integral T_i e o tempo derivativo T_d baseados na resposta ao degrau ou no valor K_p que resulta em uma estabilidade marginal, quando uma ação proporcional é utilizada.

As regras de Ziegler e Nichols são úteis quando os modelos matemáticos da planta são conhecidos. Elas sugerem um conjunto de valores que vão proporcionar uma estabilidade ao sistema. Mas o sistema pode apresentar um sobre-sinal devido à resposta do degrau, nesse caso devemos fazer uma série de sintonias finas até que o sistema se estabilize ou atinja o resultado desejado. Essa sintonia e determinação dos valores podem ser feitas por engenheiros fazendo experimentos com a planta.

No primeiro método, que é também conhecido como método da curva de reação do processo, obtemos a resposta da planta a uma entrada em degrau, tendo o aspecto de um S. Essa curva pode ser gerada experimentalmente ou a partir de simulação dinâmica da planta. A curva do sinal medido no tempo é chamada curva de reação do processo.

Para obtermos os valores dos parâmetros para o cálculo é necessário desenhar uma linha tangencial no ponto de inflexão da curva e determinar a intersecção da linha tangente com o eixo dos tempos e a linha P.

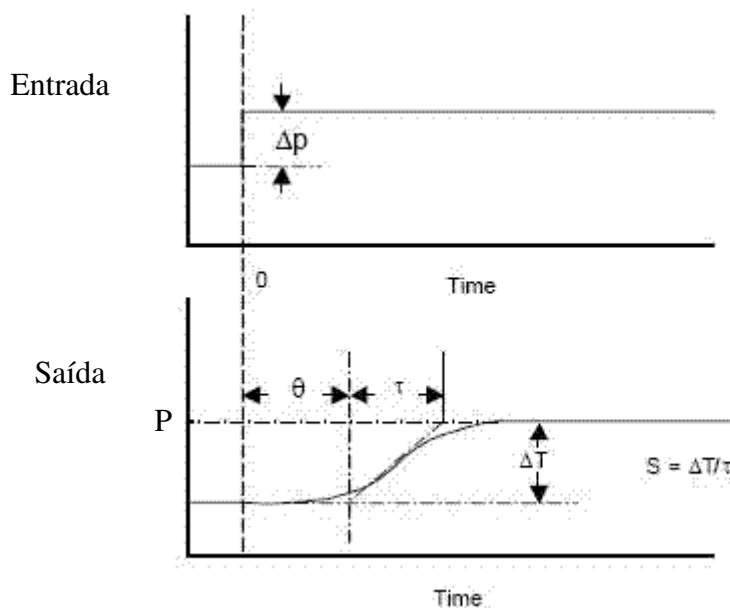


Figura 4. Gráficos de resposta de um sistema ao degrau

Após esse procedimento deve-se calcular os seguintes parâmetros:

$$K = \frac{\Delta T}{\Delta p} \quad \text{Equação 8}$$

(ganho do processo= variação na saída / variação na entrada)

Tabela 2, Sintonia PID, Ziegler-Nichols

Tipo do Controlador	Kp	Ti	Td
P	$\frac{\tau}{K\theta}$	∞	--
PI	$\frac{1}{K} \cdot 0,9 \cdot \frac{\tau}{\theta}$	$\frac{\theta}{0,33}$	--
PID	$\frac{1}{K} \cdot 1,2 \cdot \frac{\tau}{\theta}$	$\frac{\theta}{0,5}$	$\frac{\theta}{2}$

Fonte: Adaptado de Phillips, Charles L (1996)

As regras de sintonia Ziegler-Nichols, vêm sendo muito usadas para sintonizar controladores PID em sistema de controle de processos em que as dinâmicas não são conhecidas.

2.1.5. Método Lambda para a sintonia PID

A sintonia baseada na resposta de set-point mais moderada vem se tornando mais popular, baseada no trabalho desenvolvido por Eric Dahlin em 1968, garante estabilidade e robustez sem overshoot (máximo valor de pico do sinal) ao sistema.

Tendo como base a função de transferência do controlador:

$$G(s) = \frac{1}{Gp(s)} \cdot \frac{Gsp(s)}{1 - Gsp(s)} \quad \text{Equação 9}$$

A sintonia tem como objetivo, uma resposta ao set-point aproximadamente de primeiro grau, com a possibilidade de ajustar a constante de malha fechada λ (lambda).

$$Gsp(s) = \frac{G(s)Gp(s)}{1 + G(s)Gp(s)} = \frac{\frac{1}{\lambda s}}{1 + \frac{1}{\lambda s}} = \frac{1}{\lambda s + 1} \quad \text{Equação 10}$$

Sendo λ a constante de tempo de malha fechada desejada e o ganho 1 garantindo a PV igual ao SP.

Para efeito de calculo vamos substituir a $Gsp(s)$ e fazer as transformações algébricas.

$$G(s) = \frac{1}{Gp(s)} \cdot \frac{Gsp(s)}{1 - Gsp(s)} = \frac{1}{Gp(s)} \cdot \frac{\left(\frac{1}{\lambda s + 1}\right)}{1 - \left(\frac{1}{\lambda s + 1}\right)} \quad \text{Equação 11}$$

$$G(s) = \frac{1}{Gp(s)} \cdot \frac{1}{\lambda s} \quad \text{Equação 12}$$

O controlador é o produto do inverso do processo e $1/\lambda$, e todas as dinâmicas são canceladas, restando um integrador com ganho $1/\lambda$.

Para sintonizarmos o controlador PID sem consideramos o tempo morto do processo de primeiro grau, devemos utilizar as seguintes transformações algébricas:

$$Gp(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad \text{Equação 13}$$

Substituindo $Gp(s)$ na equação anterior vamos obter as seguintes transformadas:

$$G(s) = \frac{1}{Gp(s)} \cdot \frac{1}{\lambda s} = \frac{\tau s + 1}{K} \cdot \frac{1}{\lambda s} = \frac{\tau}{K \cdot \lambda} + \left(\frac{1}{K \cdot \lambda} \right) \cdot \frac{1}{s} = \frac{\tau}{K \cdot \lambda} \left[1 + \frac{1}{\tau s} \right] \quad \text{Equação 14}$$

Para um controlador padrão com ação PI teremos:

$$Kp = \frac{1}{K} \cdot \frac{\tau}{\lambda} \quad \text{Equação 15}$$

$$Ti = \tau \quad \text{Equação 16}$$

Como o tempo integral é determinado pela constante de tempo do processo a velocidade da malha será determinada somente pelo ganho.

Para a sintonia Lambda com tempo morto, utilizaremos os mesmos procedimentos usados na sintonia por Ziegler-Nichols para obtermos os parâmetros de calcule, a resposta da planta a uma entrada em degrau, tendo o aspecto de um S como mostra a figura abaixo:

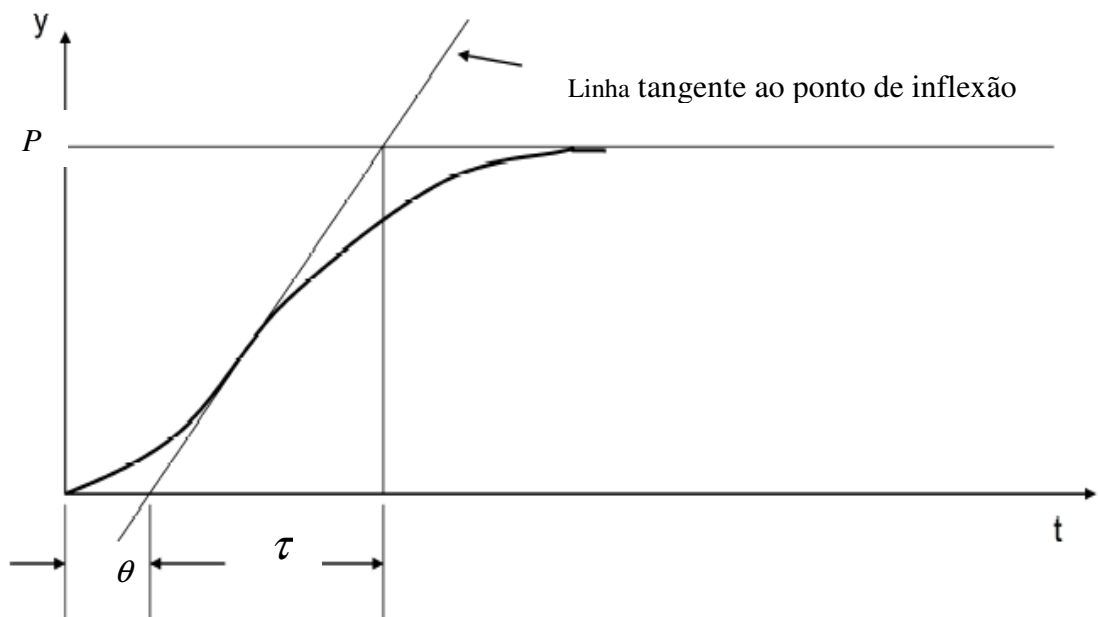


Figura 5. Gráfico para obtenção dos parâmetros para o calculo do PID.

Sendo θ o tempo morto do processo, ou seja, o tempo que a planta demora a responder a aplicação do degrau unitário à entrada do sistema e τ é o tempo de resposta ou tempo que o sistema demora a estabilizar.

Os parâmetros do controlador PID devem ser calculados através das seguintes equações:

$$K = \frac{\Delta T}{\Delta p} \quad \text{Equação 17}$$

$$Kp = \frac{1}{K} \cdot \frac{Ti}{\lambda + \theta} \quad \text{Equação 18}$$

$$Ti = \tau \quad \text{Equação 19}$$

$$Td = 4 \cdot \lambda \quad \text{Equação 20}$$

Para que o valor de λ , seja escolhido corretamente, é necessário fazer uma análise do processo e verificar o grau de amortecimento que será utilizado no sistema. Se reduzirmos esse valor teremos alguns efeitos na resposta da planta, como sintonia mais agressiva, resposta mais rápida ao set-point, maior ressonância, menor robustez, ou seja, os sistema fica mais sensível a mudanças na dinâmica do processo. Para a escolha do valor devemos satisfazer a seguinte condição:

$$\lambda \geq 3\tau \text{ e } \lambda \geq 3\theta$$

Na figura 6, apresentamos uma resposta ao set-point comparando as sintonias Ziegler-Nichols e Lambda.

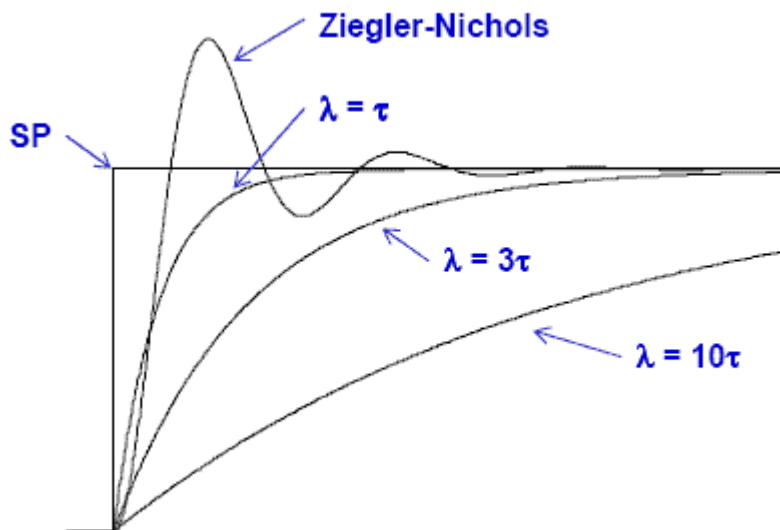


Figura 6. Gráfico comparativo – Sintonia Ziegler-Nichols e Lambda

2.1.6. Sistema de nível de líquidos

Ao analisarmos sistemas que envolvem fluxo de líquidos é necessário dividi-los em regimes de fluxo laminar e fluxo turbulento, de acordo com o número de Reynolds.

Onde os sistemas de fluxo laminar podem ser representados por equações diferenciais lineares, pois ocorrem em linhas de escoamento, sem turbulência, com número de Reynolds menor ou igual a 2000. Se o número de Reynolds estiver entre 3000 e 4000 o sistema é considerado turbulento

Em processos industriais que envolvem fluxo de líquidos ao longo de tubos, conexões e reservatórios são representados por equações diferenciais não-lineares, pois o sistema é turbulento. Mas se limitarmos a região de operação, essas equações podem ser linearizadas.

Se considerarmos dois tanques acoplados e em um sistema não linear, ou seja, com número de Reynolds entre 3000 e 4000, turbulento, teremos as seguintes equações diferenciais do sistema.

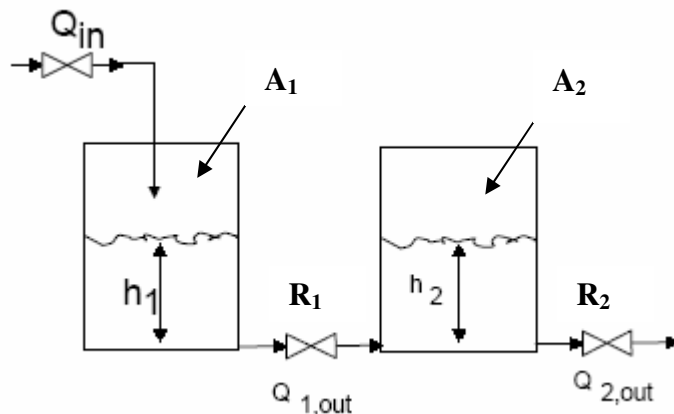


Figura 7. Sistema de nível de dois reservatórios com interação.

Sendo a capacidade de cada tanque dada pelas equações abaixo:

$$\frac{A_1 dh_1}{dt} = Q_{in} - Q_{1,out}$$

Equação 21

e

$$\frac{A_2 dh_2}{dt} = Q_{1,out} - Q_{2,out} \quad \text{Equação 22}$$

A vazão de saída do segundo tanque é determinada através da altura do líquido contido no tanque.

$$Q_{2,out} = K_2 \cdot \sqrt{h_2} \quad \text{Equação 23}$$

De qualquer maneira, devido ao acoplamento e suas conexões, a vazão de saída do primeiro tanque é obtida através da diferença de nível entre o primeiro e segundo tanque.

$$Q_{1,out} = K_1 \cdot \sqrt{h_1 - h_2} \quad \text{Equação 24}$$

Então, para a variação de nível nos tanques teremos:

$$\frac{dh_1}{dt} = (Q_{in} - k_1 \cdot \sqrt{h_1 - h_2}) / A_1 \quad \text{Equação 25}$$

$$\frac{dh_2}{dt} = (k_1 \cdot \sqrt{h_1 - h_2} - k_2 \cdot \sqrt{h_2}) / A_2 \quad \text{Equação 26}$$

Para que possamos fazer a linearização do sistema devemos considerar que o sistema não terá muitas variações na condição de operação.

Considere o fluxo ao longo de uma tubulação, que conecta dois reservatórios ou tanques. A resistência R ao fluxo é definida como a variação na diferença de nível, necessária para ocasionar a variação na taxa de escoamento, ou seja:

$$R = \frac{\text{Variação na diferença de nível, m.}}{\text{Variação na vazão em volume, m}^3/\text{s}}$$

A resistência é obtida através da equação:

$$R = \frac{dh}{dQ} \quad \text{Equação 27}$$

Sendo que:

$$dQ = \frac{K}{2\sqrt{h}} dh \quad \text{Equação 28}$$

Então teremos:

$$\frac{dh}{dQ} = \frac{2 \cdot \sqrt{h}}{K} = \frac{2 \cdot \sqrt{h} \cdot \sqrt{h}}{Q} = \frac{2 \cdot h}{Q} \quad \text{Equação 29}$$

Assim,

$$R = \frac{2 \cdot h}{Q} \quad \text{Equação 30}$$

A capacitância A de um tanque é definida como a variação na quantidade de líquido armazenado necessária para causar alteração no potencial ou altura. A capacitância de um tanque ou reservatório é igual a sua secção transversal.

$$A = \frac{\text{Variação na quantidade de líquido armazenado, m}^3}{\text{Variação na altura, m.}}$$

Se $Q_{1,in}$ for a entrada e h_1 a saída, a função de transferência para o primeiro tanque é dada por:

$$\frac{H_1(s)}{Q_{1,in}(s)} = \frac{R_1}{R_1 A_1 s + 1} \quad \text{Equação 31}$$

Mas se consideramos a saída como $Q_{1,out}$ e a entrada for a mesma teremos:

$$\frac{Q_{1,out}(s)}{Q_{1,in}(s)} = \frac{1}{R_1 A_1 s + 1} \quad \text{Equação 32}$$

Se considerarmos apenas variações mínimas a partir dos valores de regime, obteremos as seguintes equações:

$$Q_{1,out} = \frac{h_1 - h_2}{R_1} \quad \text{Equação 33}$$

$$Q_{2,out} = \frac{h_2}{R_2} \quad \text{Equação 34}$$

E para a função de transferência do sistema, considerando $Q_{2,out}$ como a saída e $Q_{1,in}$ como entrada, teremos:

$$\frac{Q_{2,out}(s)}{Q_{1,in}(s)} = \frac{1}{R_1 A_1 R_2 A_2 s^2 + (R_1 A_1 + R_2 A_2 + R_2 A_1) s + 1} \quad \text{Equação 35}$$

O termo $R_2 A_1 s$ no denominador representa a interatividade dos dois tanques ou reservatórios.

Se considerarmos a secção do reservatório constante, a capacitância no reservatório, por sua vez, será constante para qualquer altura do nível.

3. PROJETO

Nessa seção apresentam-se os resultados da modelagem matemática dos dois tanques acoplados, o diagrama de blocos implementados em Matlab/Simulink para simulação do processo, o projeto do controlador PI por dois métodos diferentes (Ziegler-Nichols e Lambda), e os resultados de simulação com o controle em malha fechada.

3.1. PLANTA DE UM SISTEMA DE TANQUES ACOPLADOS

Para obtermos a planta dos respectivos tanques foi necessária uma pesquisa aprofundada nos sistemas de nível de líquidos, onde foi possível conhecer e entender o comportamento de cada reservatório.

Segue abaixo o sistema de tanques acoplados, construído no Simulink, para a simulação da dinâmica dos reservatórios. Através de uma aplicação de uma variação em degrau na planta (vazão de entrada do tanque 1), obtém-se a curva reativa do processo (variação da altura no tanque 2), através da qual são extraídos os parâmetros para o ajuste do controlador PI.

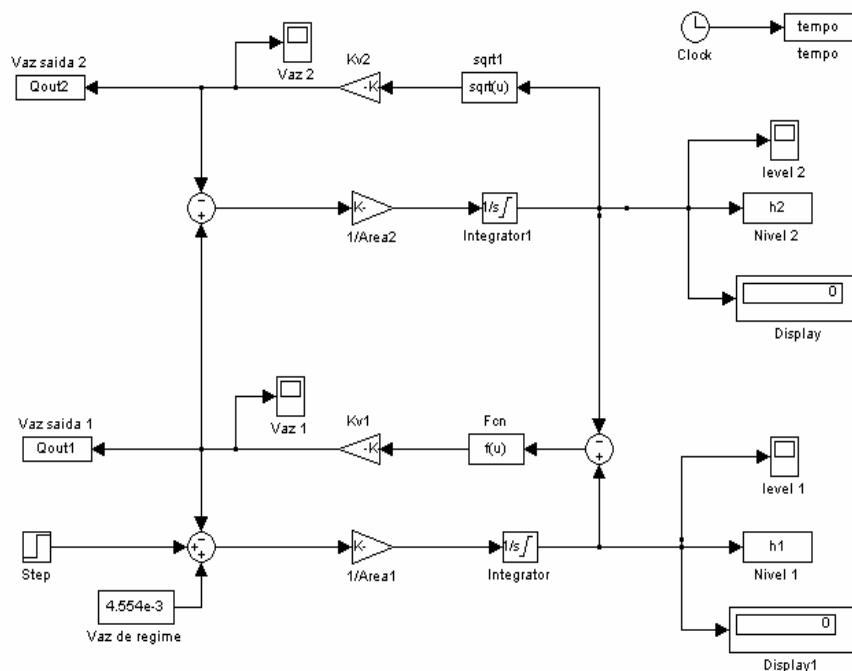


Figura 8. Sistema de tanques acoplados em Simulink/Matlab.

Esse diagrama de blocos nada mais é do que a implementação das duas equações diferenciais (25) e (26) que descrevem o sistema, ou seja:

$$\frac{dh_1}{dt} = (Q_{in} - k_1 \cdot \sqrt{h_1 - h_2}) / A_1$$

$$\frac{dh_2}{dt} = (k_1 \cdot \sqrt{h_1 - h_2} - k_2 \cdot \sqrt{h_2}) / A_2$$

3.2. CÁLCULOS PARA A OBTENÇÃO DAS VAZÕES DE REGIME

Em nossas simulações serão considerados dois casos diferentes onde:

- No primeiro caso consideramos o nível de regime do segundo reservatório como 0,4 metros;
- No segundo caso consideramos o nível de regime do segundo reservatório como 1,2 metros.

O objetivo de se tratar duas vazões de regime diferentes é testar a robustez dos controladores que são projetados considerando-se um determinado modelo linearizado (ou seja um nível de regime definido). Assim, a idéia é testar o controlador projetado usando o modelo linearizado de um dos dois casos acima para a situação do caso oposto para verificar a robustez.

No primeiro caso (nível de regime igual a 0,4 m), para a obtenção das vazões de regime a serem usadas na simulação foram consideradas as seguintes condições iniciais para o sistema:

- Altura máxima para os reservatórios é igual a 4 metros
- Nível do segundo reservatório, $h_2=0,4$ metros;
- Nível do primeiro reservatório, $h_1=0,8$ metros;
- Constantes, $k_1=k_2=k_v=0,0072$
- Áreas dos reservatórios, $a_1=a_2=0,02$ m²

Sendo que para o calculo da vazão foi utilizada a equação (24):

$$Q = kv \cdot \sqrt{h_1 - h_2}$$

$$Q = 0,0072 \cdot \sqrt{0,8 - 0,4} = 4,554 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$$

Para o segundo caso (nível de regime igual a 1,2 m), foram consideradas outras condições iniciais para o sistema, as constantes kv, área do reservatório e altura máxima dos tanques foram mantidas as mesmas.

- Nível do segundo reservatório, $h_2=1,2$ metros;
- Nível do primeiro reservatório, $h_1=2,4$ metros.

$$Q = 0,0072 \cdot \sqrt{2,4 - 1,2} = 7,887 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$$

3.3. SIMULAÇÃO DO SISTEMA EM MALHA ABERTA

Em seguida foi realizada a simulação da curva reativa do sistema para o 1º. e 2º. caso, a fim de se obter os parâmetros da planta, ou seja, o ganho do processo (K), o atraso ou tempo morto (θ) e a constante de tempo (τ). Esses parâmetros são usados na determinação dos ganhos proporcional (Kp) e integral (Ti) do controlador PI, tanto pelo método de Ziegler-Nichols como pelo método Lambda.

Nas figuras 9a e 9b, encontramos os gráficos da curva reativa para os níveis do primeiro e segundo reservatório, para as condições citadas acima.

Para o primeiro caso, onde o nível tinha como condição inicial do primeiro reservatório, 0,8 metros e para o segundo 0,4 metros, obtemos os seguintes valores de regime para a resposta ao degrau de $1 \cdot 10^{-3}$, aplicado ao sistema após 15 segundos.

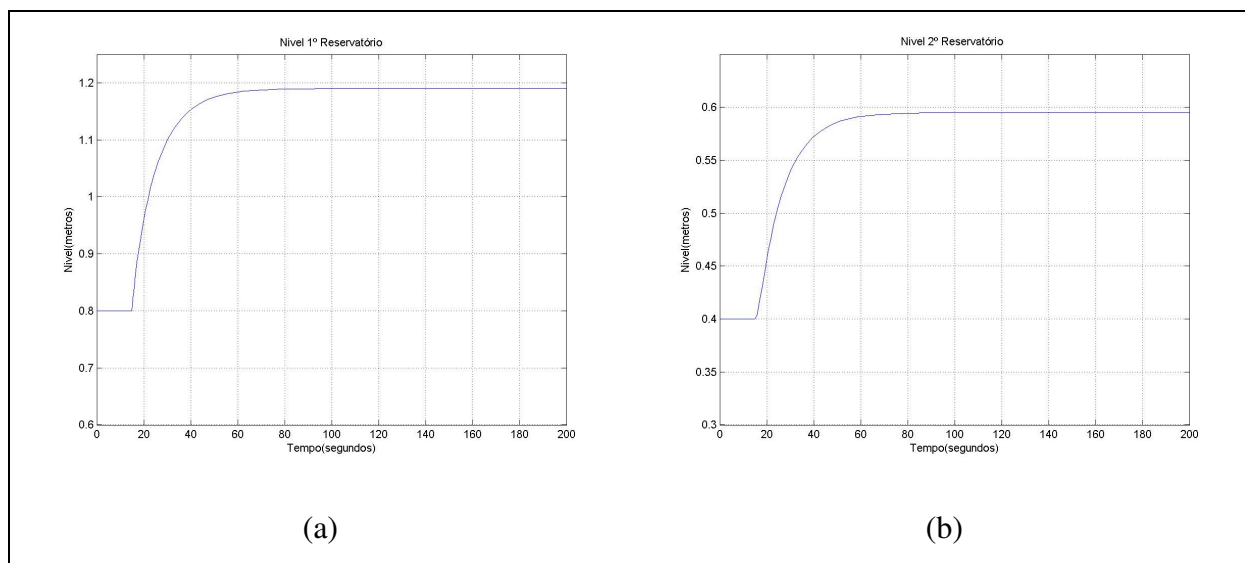


Figura 9. Resposta ao degrau: (a) Nível do Primeiro Reservatório; (b) Nível do Segundo Reservatório

Para o segundo caso onde a vazão de entrada mudou de $4,554 \cdot 10^{-3} m^3/s$ para $7,887 \cdot 10^{-3} m^3/s$ e o nível do segundo reservatório mudou de 1,2 metros para 1,52 metros, obtivemos a resposta mostrada na Figura 10(b).

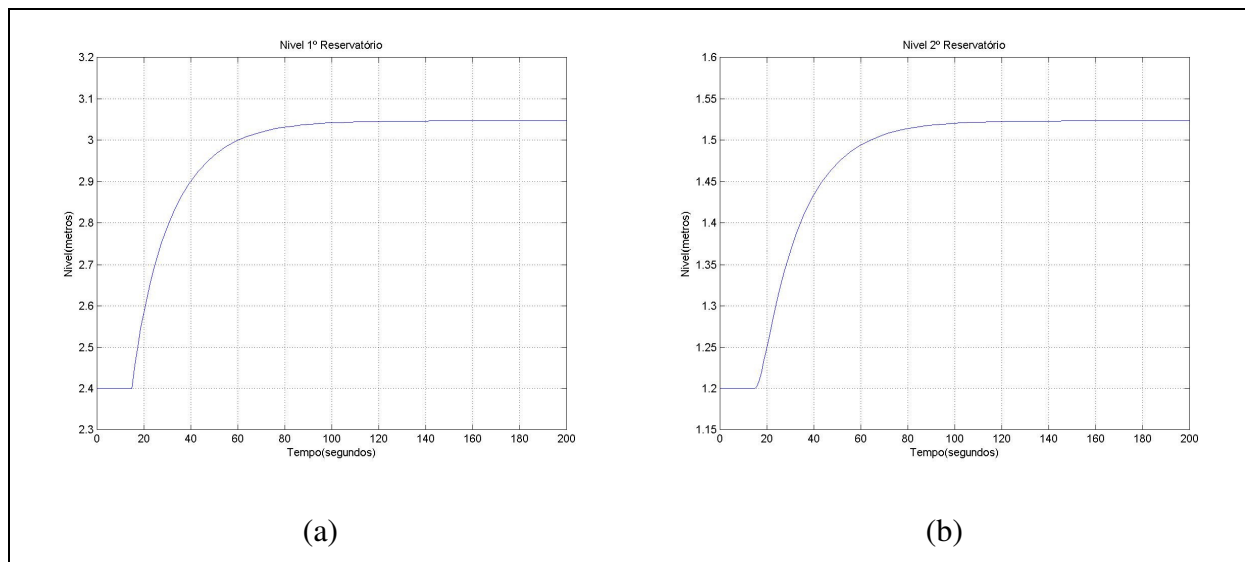


Figura 10. Resposta ao degrau: (a) Nível do Primeiro Reservatório; (b) Nível do Segundo Reservatório.

3.4. SINTONIA PI

Para a sintonia do controlador PI, foram estudados dois métodos, uma sintonia mais agressiva (Ziegler-Nichols) e outra mais moderada (Lambda).

3.4.1. Método de Ziegler-Nichols

No método Ziegler-Nichols onde a sintonia é mais agressiva utilizamos a tabela 2, para obter as equações correspondentes aos ganhos proporcional e integral, e os gráficos demonstrados acima para obtermos os parâmetros de tempo morto θ , tempo de resposta τ e o ganho K .

Utilizando a equação para o cálculo do ganho de processo K , como sendo a razão entre a variação na saída (h_2) e a variação aplicada na entrada da planta (vazão do tanque 1), temos:

$$K = \frac{\Delta T}{\Delta p},$$

Onde K é o ganho do processo, ΔT é variação na saída e Δp variação na entrada nesse caso um degrau unitário de valor $1 \cdot 10^{-3} m^3 / s$.

Obtemos para o primeiro caso um ganho do processo de $195 \text{ seg}/m^2$:

$$K = \frac{(0,595 - 0,4)m}{1 \cdot 10^{-3} m^3 / s} = 195 s / m^2$$

Aplicando as equações da tabela 2, para o controlador PI, obtemos um ganho proporcional K_p de $53,08 \cdot 10^{-3} m^2/s$ e um tempo integral T_i de 6,06 segundos;

$$K_p = \frac{1}{K} \cdot 0,9 \cdot \frac{\tau}{\theta} m^2 / s \quad T_i = \frac{\theta}{0,33} \text{ segundos}$$

Sendo o tempo morto θ igual a 2 segundos e o tempo de regime τ igual a 23 segundos.

$$K_p = \frac{1}{195} \cdot 0,9 \cdot \frac{23}{2} = 53,08 \cdot 10^{-3} m^2 / s \quad T_i = \frac{2}{0,33} = 6,06 \text{ segundos}$$

Para o segundo caso utilizando-se o mesmo procedimento para o cálculo dos parâmetros, obtemos os seguintes valores.

$$K = \frac{1,524 - 1,2}{1 \cdot 10^{-3}} = 324 s / m^2$$

O tempo morto para esse caso foi de 2 segundos e o tempo de regime foi de 28 segundos.

$$K_p = \frac{1}{324} \cdot 0,9 \cdot \frac{28}{2} = 38,88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s} \quad T_i = \frac{2}{0,33} = 6,06 \text{ segundos}$$

O ganho proporcional K_p para esse processo foi de $38,88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$ e o tempo integral T_i de 6,06 segundos.

3.4.2. Método Lambda

Para a sintonia Lambda, utilizaremos os mesmos valores de tempo morto θ , tempo de resposta τ e as variações ΔT e Δp , que foram encontrados para o método de Ziegler-Nichols, porém as equações para o cálculo dos parâmetros do controlador PI são diferentes, demonstrando que o sistema terá uma resposta moderada ao set-point e a perturbação.

As equações utilizadas para o cálculo dos parâmetros foram:

$$K = \frac{\Delta T}{\Delta p} \quad K_p = \frac{1}{K} \cdot \frac{T_i}{\lambda + \theta} \quad T_i = \tau \quad \lambda = 3\tau$$

Utilizando mesmo ganho de processo para ambos os casos, de 195 s/m^2 para o primeiro e de 324 s/m^2 para o segundo caso e considerando os tempos θ e τ encontrados pelo método de Ziegler-Nichols, foram calculados os seguintes parâmetros:

Para o primeiro caso:

$$K_p = \frac{1}{195} \cdot \frac{23}{69 + 2} = 1,661 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s} \quad \lambda = 3 \cdot 23 = 69 \text{ segundos} \quad T_i = 23 \text{ segundos}$$

Para o segundo caso:

$$K_p = \frac{1}{324} \cdot \frac{28}{84 + 2} = 1,004 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s} \quad \lambda = 3 \cdot 28 = 84 \text{ segundos} \quad T_i = 28 \text{ segundos}$$

3.5. SIMULAÇÃO DO CONTROLADOR PI

Após a obtenção dos valores K_p e T_i , através da sintonia Lambda e pelo método de Ziegler-Nichols, foi adicionado ao sistema simulador um controlador PI, cujo objetivo é regular a saída do sistema (nível do segundo tanque) para variações tanto no setpoint como na perturbação de saída.

Na figura 11, segue o diagrama do controlador PI para a simulação no Simulink/Matlab.

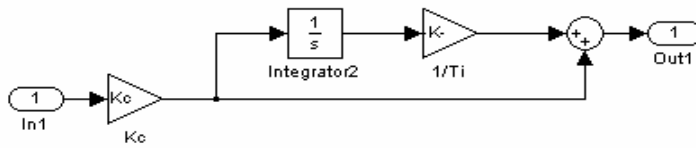


Figura 11. Controlador PI Simulink.

Na figura 12, segue o sistema de tanques acoplados com o controlador PI implementado, controlando o nível do segundo reservatório.

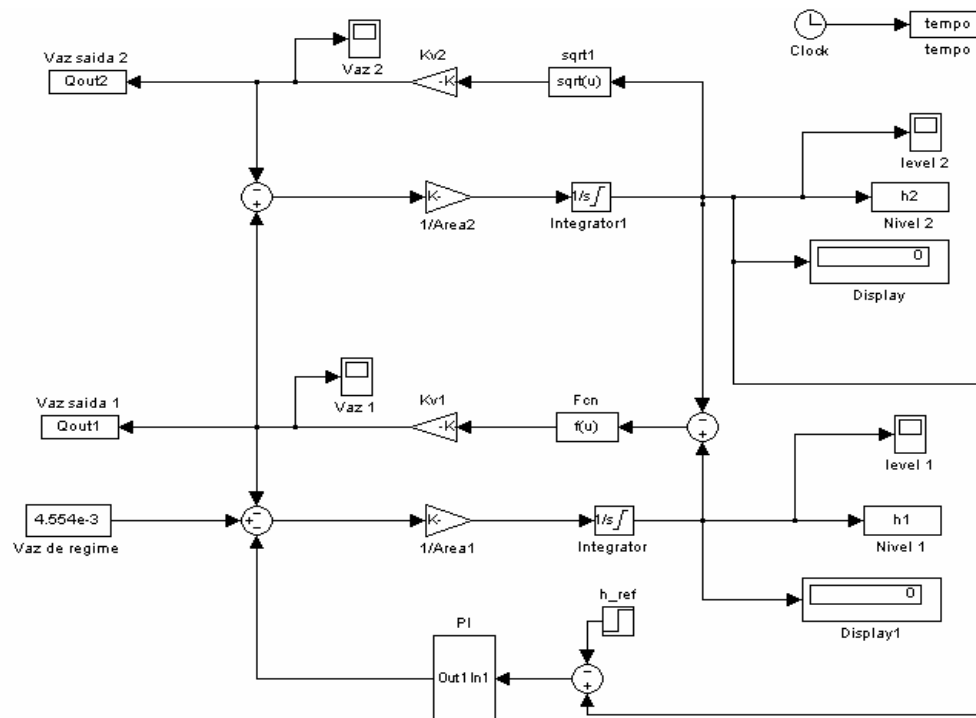


Figura 12. Sistema de tanques acoplados com controlador PI.

Onde o controlador PI, recebe o nível de saída do segundo reservatório, compara com o valor de set-point, recalcula o novo valor implementando o ganho proporcional e o tempo integrativo ao sistema e envia o sinal de comando para a vazão de entrada do tanque 1, por exemplo acionando uma bomba que controlaria essa vazão.

Quando ajustamos os valores de Ziegler-Nichols e Lambda no controlador PI, obtemos respostas bem diferentes para a condição de regime do sistema, como podemos observar nos gráficos abaixo:

Na figura 13, podemos comparar o nível do segundo tanque para o set-point de 0,4 metros, usando K_p e T_i obtidos do 1º. caso.

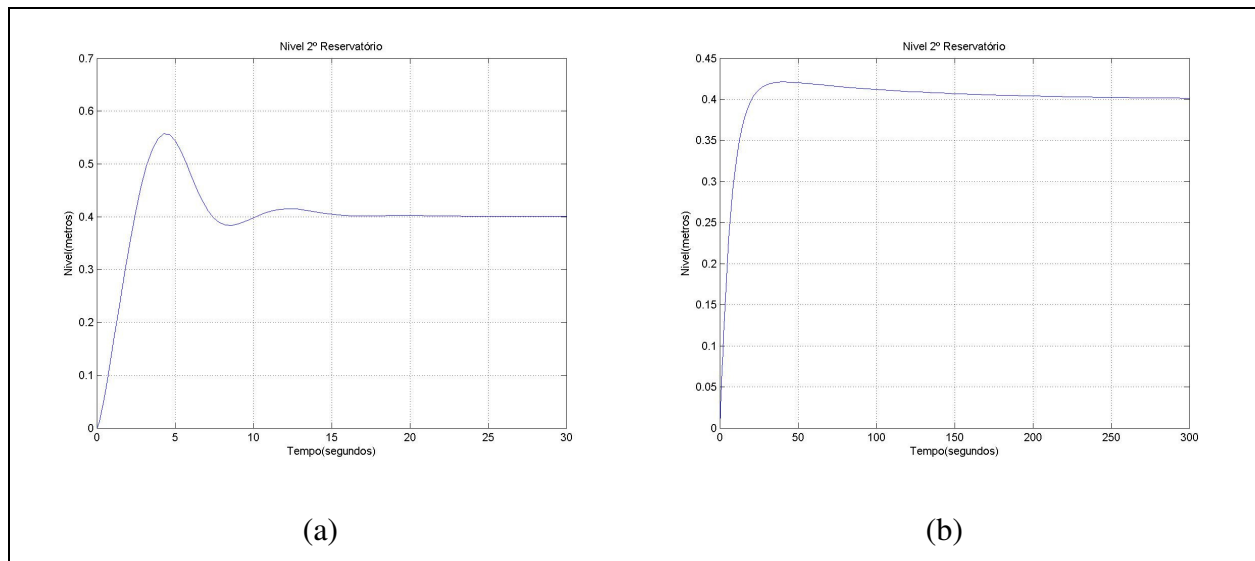


Figura 13. Resposta ao set-point: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols; (b) Nível Controlador Lambda

Na figura 14, podemos observar os níveis do segundo tanque para o set-point de 1,2 metros, usando K_p e T_i obtidos no 2º. caso.

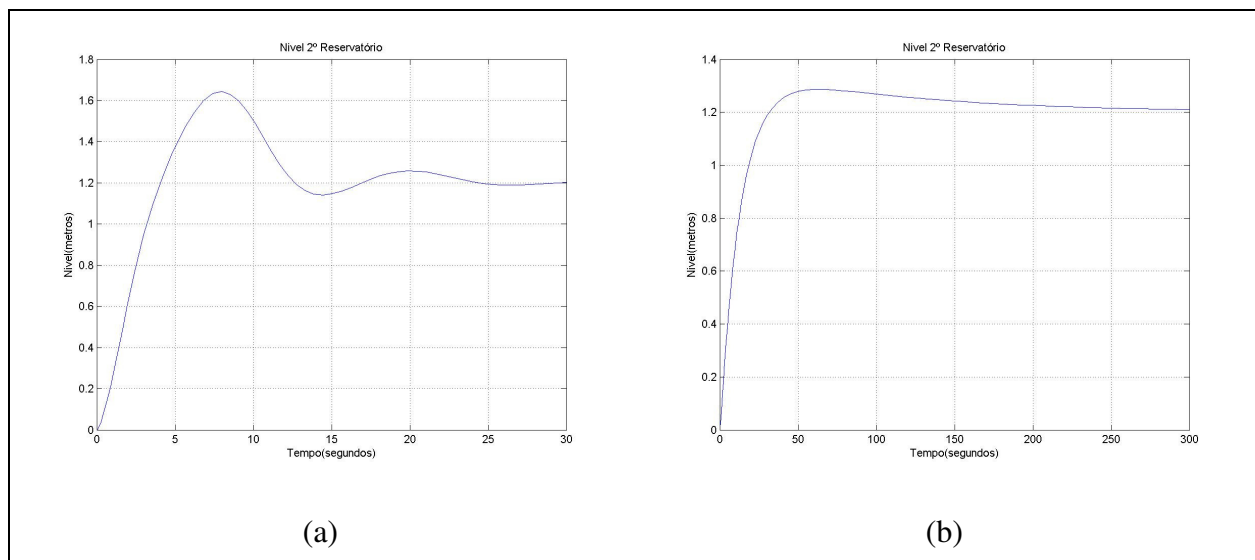


Figura 14. Resposta ao set-point: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols; (b) Nível Controlador Lambda

Para o controlador PI com os parâmetros referentes ao método Ziegler-Nichols, obtemos uma resposta mais agressiva ao sistema em malha fechada, atingindo a condição de regime mais rapidamente, porém com oscilações no nível do tanque até que atingisse o valor do set-point, como

esperado. No controlador sintonizado pelo método Lambda, obtemos uma resposta moderada para o sistema, que para atingir a condição de regime utilizou um tempo bem mais longo, mas sem oscilações no sistema.

Para que seja testada a robustez dos controladores iremos simular, o sistema com set-point de 0,4 metros com os parâmetros encontrados no segundo caso mencionado anteriormente e também simular o set-point de 1,2 metros com os parâmetros do controlador do primeiro caso.

Na figura 15, iremos analisar os gráficos para análise de robustez de cada controlador.

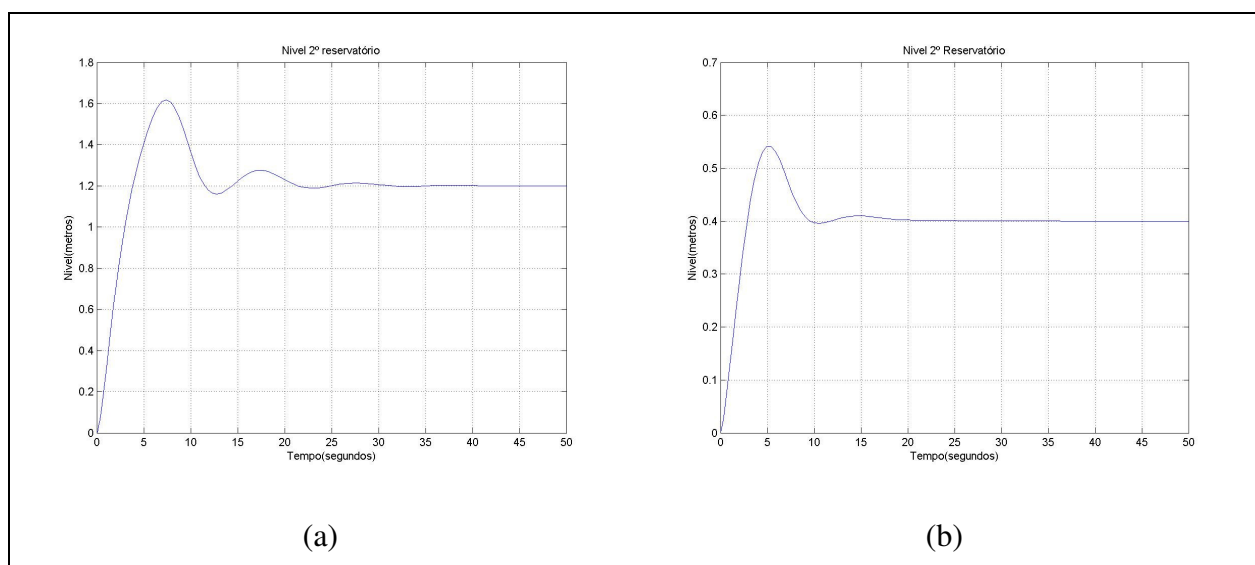


Figura 15. Análise Robustez: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 1,2 metros; (b) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 0,4 metros.

3.6. SIMULAÇÃO DO CONTROLADOR PI COM PERTURBAÇÃO

Foi acrescentado na simulação do sistema uma perturbação na saída do nível do segundo tanque para testar a reação do controlador contra variações, já que sabemos que as sintonias mais agressivas são indicadas para rejeição de perturbações e as sintonias mais moderadas mais indicadas para o seguimento de set-point.

Para a perturbação foi utilizado um degrau acrescentado na saída do sistema, com valor de 10 % do valor de regime ou set-point, para todas as plantas simuladas.

Na figura 16, encontramos o digrama de simulação com a perturbação implementada na saída da planta.

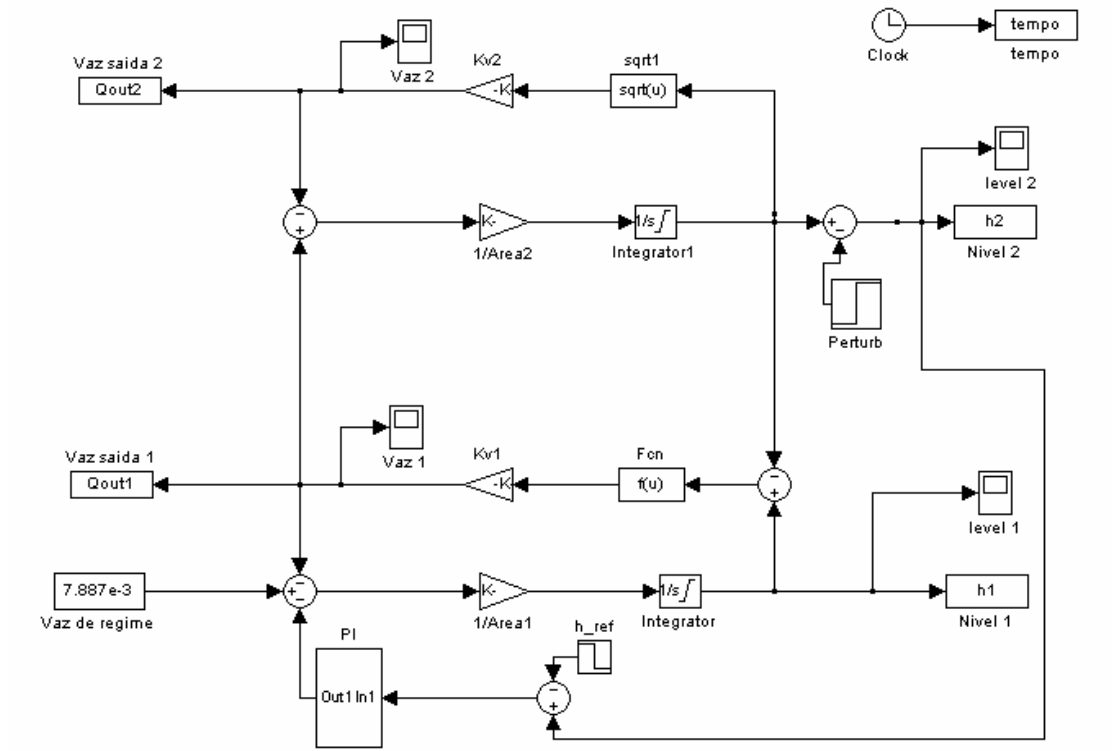


Figura 16. Sistema de tanques acoplados com controlador PI e perturbação na saída.

Na figura 16, apresentamos os gráficos das simulações para os set-points de 1,2 metros e 0,4 metros e verificamos o comportamento dos controladores Ziegler-Nichols encontrados na seção 3.4.1. para os respectivos casos.

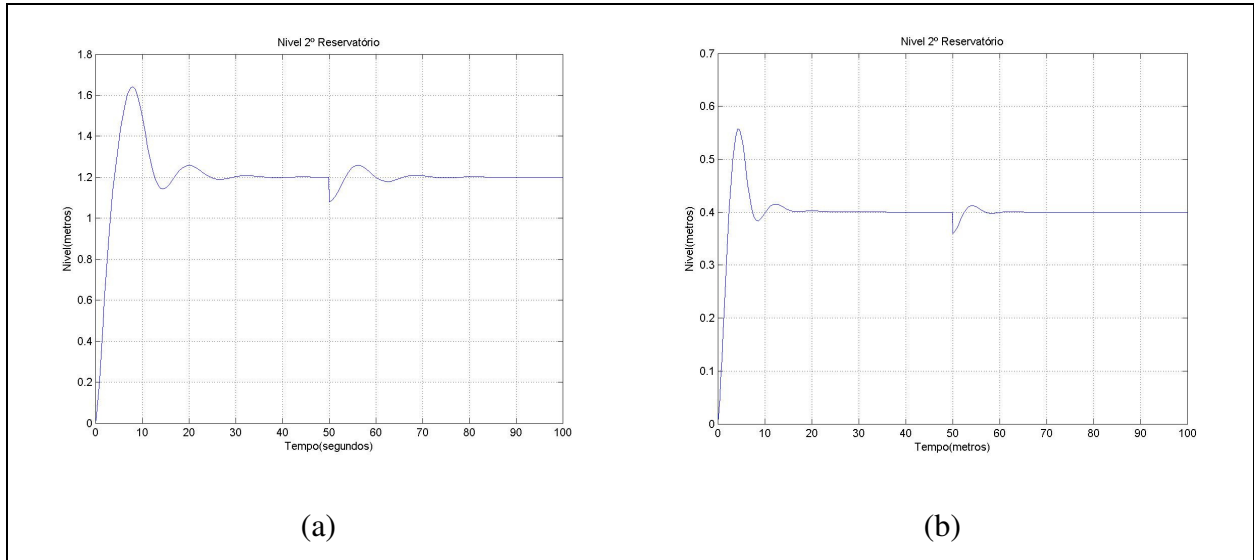


Figura 17. Resposta a perturbação: (a) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 1,2 metros; (b) Nível Controlador Ziegler-Nichols set-point 0,4 metros.

Podemos notar que ambos os controladores sintonizados com os parâmetros Ziegler-Nichols atuaram no sistema com uma sintonia agressiva, mas o controlador calculado para um set-point de 0.4 metros conseguiu um desempenho melhor, pois reajustou o set-point sem muitas oscilações e perturbações ao sistema.

Na figura 18, podemos analisar os gráficos do controlador Lambda para uma perturbação na saída do sistema de 10% do valor de regime.

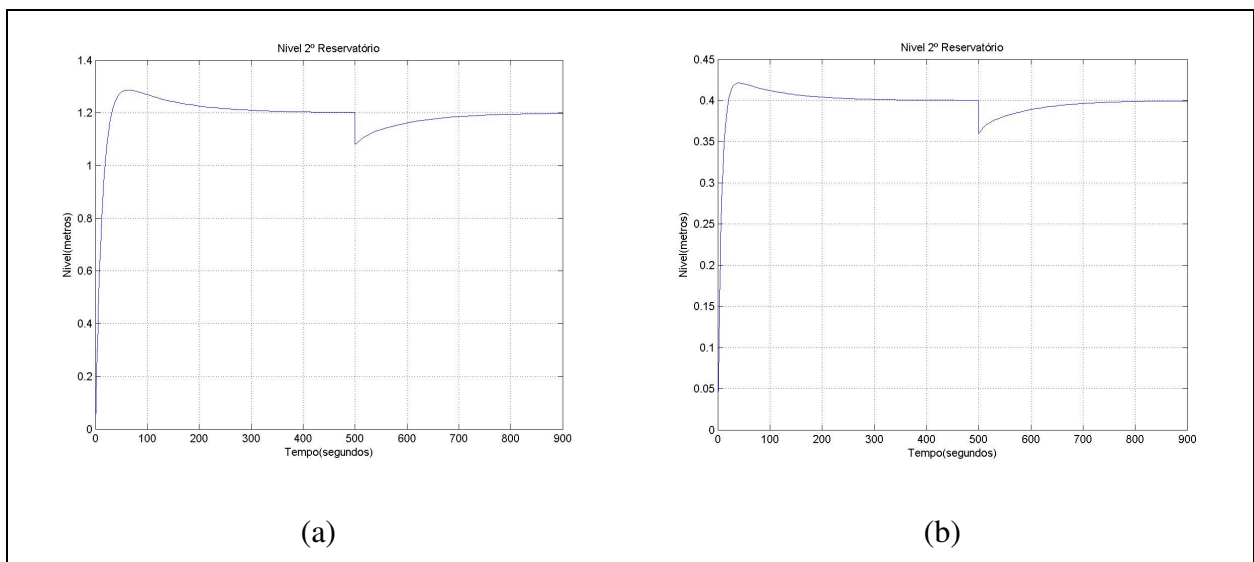


Figura 18. Resposta a perturbação: (a) Nível Controlador Lambda set-point 1,2 metros; (b) Nível Controlador Lambda set-point 0,4 metros.

Notamos que o para ambos os controladores lambda a variação no sistema foi mínima, e o tempo para atingir a condição de regime novamente foi de 220 segundos, como característica de um sistema controlado por um controlador moderado.

4. CONCLUSÃO

Este trabalho apresentou o modelo matemático de um sistema de nível e vazão em dois tanques acoplados com o projeto e simulação de um controlador PID (Proporcional-Integral), que controlava o nível do segundo tanque através da vazão de entrada do primeiro.

Duas abordagens diferentes de sintonia do controlador PI foram analisadas nesse estudo: uma mais agressiva, chamada de Ziegler-Nichols e outra mais moderada, chamada de sintonia Lambda. Com relação ao modelo matemático do sistema foram consideradas também duas condições de regime (nível) de operação, resultando em dois modelos de plantas diferentes. Os resultados de simulação foram testados para variações no setpoint e na perturbação de saída.

Nas simulações não foram considerados os problemas de válvulas e atuadores, como por exemplo backlash (histerese), Stiction e ruídos excessivos que se forem maior que 2 a 3% deve-se projetar um filtro. O sintoma do backlash é que a válvula não retorna à posição original quando a direção é invertida, a histerese deve ser menor que 1% para válvulas com posicionador e menor que 3% para válvulas sem posicionador. Normalmente observamos o efeito do stiction no PV desde que os sinais tenham suas escalas ampliadas. No modo automático o PV apresenta um sinal cíclico do tipo onda quadrada e a saída de controle do tipo dente de serra.

Não foi considerado também a limitação de saturação dos atuadores, por exemplo, máxima vazão da bomba, ou máxima abertura da válvula de controle, o que faz com que a resposta do sistema seja às vezes muito rápida e eficiente, o que num sistema real pode não ocorrer.

Após feitas as análises nos gráficos dos controladores PI, para os casos de Ziegler-Nichols e Lambda, foi comprovado que para o controlador PI com os parâmetros referentes ao método Ziegler-Nichols, obtemos uma resposta mais agressiva ao sistema em malha fechada, atingindo a condição de regime mais rapidamente, porém com oscilações no nível do tanque até que atingisse o valor do set-point, como esperado. No controlador sintonizado pelo método Lambda, obtemos uma resposta moderada para o sistema, que para atingir a condição de regime utilizou um tempo bem mais longo, mas sem oscilações no sistema. Para a resposta à perturbação no sistema, o controlador PI Ziegler-Nichols apresenta uma resposta bem mais rápida do que o PI Lambda que tem um tempo muito longo até que atinja o nível de regime.

Com relação à robustez, verificamos que apesar de o ganho da planta variar quase 66% de uma condição para outra (nível de regime de 0,4 metros e nível de regime de 1,2 metros), o controlador projetado para uma condição de regime consegue controlar bem para a outra condição, tanto no caso ZN como no Lambda, mostrando uma grande robustez, o que indica que a sintonia por Ziegler-Nichols nesse caso é a mais indicada porque fornece respostas bem mais rápidas, embora com alguma oscilação e sobre sinal.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Control Systems Principles. Disponível em <http://www.control-systems-principles.co.uk/>. Acessado em Novembro de 2008.
- [2] F. G. Shinskey. Process Control Systems - Application, Design and Tuning. 3a. ed., McGraw-Hill, 1988.
- [3] OGATA, Katsuhiko. Engenharia de Controle Moderno. 4. ed. São Paulo: Prentice- Hall, 2003.
- [4] BISHOP, R.H. e Dorf, R.C. Sistemas de Controle Modernos. LTC Editora, 8a. ed., 2001.
- [5] PHILLIPS, Charles L. Sistemas de Controle e realimentação. São Paulo: Makron Books, 1996.
- [6] BOLTON, W. Engenharia de Controle. São Paulo: Makron Books, 1995.
- [7] One Size Does Not Fit All: Tuning A Controller For Your Specific Process. Disponível em http://www.isa.org/~pupid/GEORGEBUCKBEE_ONESIZEDOESNOTFITALL.pdf Acessado em Novembro de 2008.

GLOSSÁRIO

Simulink	Ferramenta computacional do Matlab, utilizada para simulações de modelos matemáticos.
Ziegler-Nichols	Método de sintonia agressiva para controladores PID.
Lambda	Método de sintonia moderada para controladores PID.
Controladores PID	Controladores responsáveis por manter a saída no valor de set-point desejado.
Set-Point	Valor de saída desejado para que uma planta opere.

