VIII ERMAC 8 º Encontro Regional de Matemática Aplicada e Computacional

20-22 de Novembro de 2008
Universidade Federal do Rio Grande do Norte – Natal/RN

FUNDAMENTOS MATEMÁTICOS APLICADOS AO ESTUDO DE PRÁTICAS EXPERIMENTAIS DE CONTROLE DE PROCESSOS

[1]Luis Antônio Dantas*; [2] Johnson Pontes de Moura**

* Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos - Univ. Federal de Campina Grande - UFCG, Rua: Aprígio Veloso – 882, CEP 58109-970, Campina Grande
**Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química - Univ. Federal de Campina Grande - UFCG, Rua: Aprígio Veloso – 882, CEP 58109-970, Campina Grande
EMAIL: johnsonmoura@gmail.com

1 – Introdução

A palavra controle é muito utilizada e em vários contextos. Controle de tráfego, controle estatístico, controle de finanças, controle de natalidade... Todos estão baseados na existência de um sistema, cujo comportamento se deseja alterar por meio de ações (*entradas* ou ***u(t)***). Estas irão forçar o sistema a agir da maneira que se deseja (*saídas* ou ***y(t)***). Segundo BOLTON (1995), o termo sistema é usado para descrever uma série de componentes que interagem em torno de uma condição limite imaginária, havendo particular interesse nas suas entradas e saídas, e na relação entre as mesmas. Um sistema de controle é assim chamado, quando a sua saída ou seja, o termo que está sendo controlado é determinado (p.e. níveis) e para que se alcance esta condição atuar-se-á nas variáveis de entrada, ou seja, as manipuladas (p.e. válvulas).

Neste experimento, deseja-se controlar o nível de líquido de uma planta de 2 tanques laboratorial utilizando-se controladores do tipo PID. Para isto será necessário modelar o sistema e calcular os parâmetros ótimos do controlador. Por fim se verificará a eficiência das ações do controlador sobre a planta com a alteração dos *setpoints* dos níveis

2 - Sistema

Um sistema pode ser imaginado como um caixa preta, onde não se conhecem detalhes internos e sim as relações entre um sinal de entrada (uma batida, uma sacudida,...) e o sinal de saída (oscila, não oscila, ...).

Um sistema pode ser tanto um processo inteiro quanto um tanque, o que realmente importa é o comportamento ou sinal de saída em função do sinal de entrada. O sinal de entrada é comumente denominado sinal de controle ou variável manipulada (MV) representado por ***u(t).*** O sinal de saída é chamado variável controlada, medida ou variável de processo (PV) representada por ***y(t)***.

Dessa forma, vários sistemas totalmente diferentes podem apresentar comportamentos ou sinais de saída semelhantes.

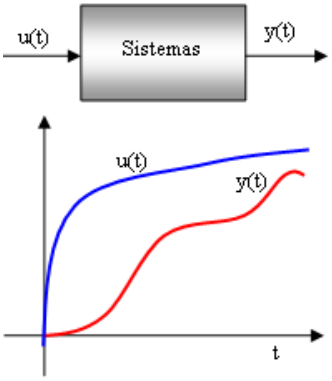


Figura 1.1: Representação de um sistema

O **sistema de controle** é um sistema onde desejamos atribuir um sinal de entrada e obter um determinado sinal de saída através do conhecimento do comportamento do sistema. Por exemplo, sendo o sistema um tanque (a caixa preta) queremos especificar um nível de líquido (sinal de saída) independente de perturbações no sinal de entrada (variações de vazão).

Os sistemas podem operar em duas configurações básicas: malha aberta e malha fechada.

1.1 - Sistemas em malha aberta:

Num sistema em malha aberta o sinal de entrada é um sinal pré-setado, baseado em experiências passadas, de forma que o sistema forneça o sinal de saída desejado. Como não há informação de realimentação não é possível corrigir o sinal de entrada de forma a alcançar um sinal de saída desejado.

Por exemplo: Deseja-se encher um tanque até determinado nível. O operador então abre um pouco a válvula . Dependendo da experiência passada do operador o nível se manterá próximo ao requerido inicialmente, mas somente com muita sorte ele conseguirá alcançar o nível exato. Por outro lado, se ocorrer uma variação na vazão de alimentação, o nível irá subir ou descer.

Vantagens: Simples, barato.
Desvantagens: Impreciso, sem realimentação.

Elementos básicos:

<u>Variável controlada</u>: A variável de interesse a ser medida e controlada no sistema. Transformada em sinal por meio de medidores. (Nível do tanque no exemplo).

Controlador: (Elemento de controle + Elemento de correção): envia um ou vários sinais ao processo (baseado em experiências passadas) de forma que se alcance , na saída, o valor desejado para variável controlada. (operador abrindo a válvula, no exemplo).

Processo: Sistema no qual a variável é controlada. (o tanque, no exemplo).

1.2 - Sistemas em malha fechada:

Num sistema em malha fechada o sinal de saída é realimentado para um comparador que o compara ao sinal de entrada (set-point), gerando um sinal corrigido que entra novamente no sistema de forma a alcançar o sinal de saída desejado.

No exemplo do tanque, suponha agora que possua um medidor de nível. O operador pode então monitorar o nível e variar a abertura da válvula de forma a mantê-lo constante. Se o nível passar do valor desejado ele fecha a válvula, e, se o nível cair um pouco ele abre. O mesmo tipo de controle será executado quando ocorrerem variações na vazão de alimentação a fim de manter o *setpoint* fixo.

Vantagens: Compensa erros, saída constante, menos sensível a distúrbios (torna o sistema mais robusto).

Desvantagens: Complexo, caro, podem instabilizar o sistema se houver tempo morto.

Elementos Básicos:

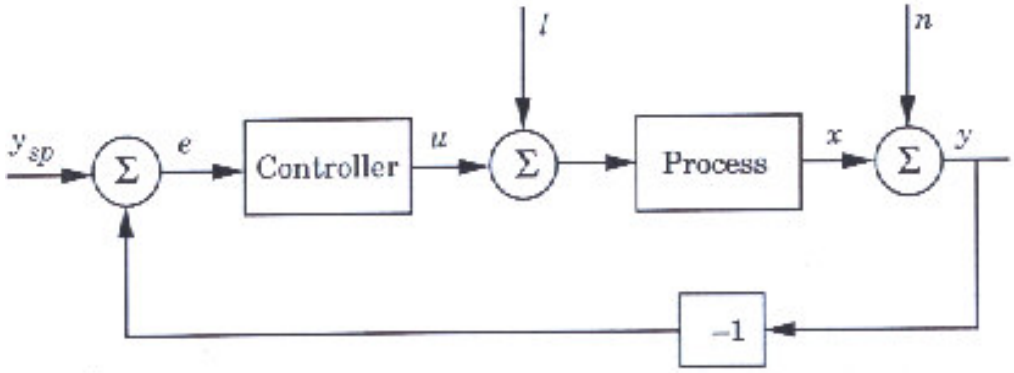


Figura 1.2: $y_{sp}(t)$=entrada, sinal de referência ou set-point; e =erro; $u(t)$= excitação da planta; $l(t)$=distúrbio na carga; $n(t)$= ruído; $y(t)$ = sinal de saída

Comparador: Compara a entrada (set-point) da variável controlada com o valor medido (de saída) e gera um sinal de erro que indica o quanto o sinal de saída está longe do de entrada.

Controlador: Decide a ação a ser tomada com base no erro enviado pelo comparador. Executa operações matemáticas sobre o erro para gerar o sinal $u(t)$.

Elemento de correção ou atuador: o sinal que deixa o controlador atua sobre um elemento que é ajustado de modo a alterar a variável controlada corrigindo o erro.

Processo ou planta: É o sistema no qual a variável está sendo controlada.

Medidor ou sensor: Lê a variável controlada na saída e envia sua condição na forma de sinal para o comparador, fechando a malha.

Sistemas em malha fechada tem uma sensibilidade a mudanças nas funções de transferência muito menor do que sistemas em malha aberta. Dessa forma são muito mais estáveis que malhas abertas a variações que alterem a função de transferência.

O controlador é sempre formado por um *comparador* ou *detector de erro* e um elemento ativo que irá condicionar o sinal saído do comparador, este elemento tem uma função de transferência a que chamamos de **G(s)**.

A função de transferência da *planta* chamamos **G(s)** (modelo da planta)

A função de transferência do *controlador* chamamos **Gc(s)**

Os *sensores* serão representados por **H(s)**

2 – Modelos Matemáticos de Sistemas

O modelo é a forma que usamos para representar matematicamente qualquer sistema, ou seja, através do modelo podemos prever o comportamento do sistema a determinada entrada, através de uma equação matemática.

O modelo pode ser obtido através de propriedades físicas e químicas do sistema (teórico) ou então através de dados obtidos por experimentos. Estes por sua vez são muito mais precisos que modelos teóricos, pois levam em consideração todas as possíveis não linearidades da planta.

2.1 - Linearidade

Para muitos sistemas existe uma relação linear entre o sinal de entrada e a saída (***f(x)+f(k)=f(x+k)***) se a entrada dobra, a saída dobra, etc.). Mesmos os sistemas que não são lineares podem ser linearizados em determinada faixa de operação. A linearização é importante pois simplifica enormemente a solução do problema.

Embora a relação entre ***y(t)*** e ***u(t)*** seja não linear vamos considerar que durante o decorrer do fenômeno os valores da variável u estejam sempre próximos de u_o . Consequentemente a variável y se manterá em uma vizinhança de y_o , e a reta tangente à curva ***y = g(u)*** no ponto de operação , descreverá satisfatoriamente bem o comportamento do sistema.

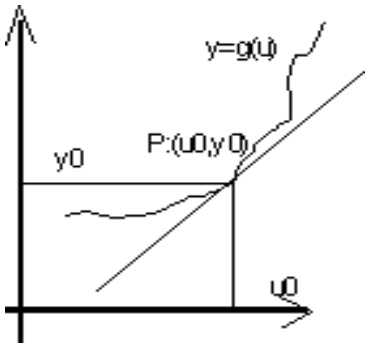


Figura 2.1: Representação de um sistema ***y*** linearizado no ponto ***P=(u0,y0)***

É importante observar que devemos linearizar o sistema em torno de um ponto de operação. Este ponto deve ser o de dinâmica mais lenta, ou seja, o pior caso de controle pois assim garantimos que o controlador consiga controlar o sistema em toda sua extensão (mesmo que de forma não otimizada).

3 - Estabilidade de sistemas de controle

Sistemas em malha aberta sempre são estáveis, já sistemas em malha fechada têm a possibilidade de instabilizar devido a atrasos no tempo (tempo morto).

Sistemas estáveis são denominados BIBO (bounded input bounded output).

Esta instabilidade pode ser imaginada como a ação de um bêbado pegar uma xícara. Ele movimenta a mão para esquerda até a posição da xícara, vê que a mão está na posição correta mas existe um "tempo morto" até o sinal de parada chegar a mão, no qual ela continua deslocando-se para esquerda, acontecendo o mesmo ao tentar corrigir a ação.

4 – Função de Transferência

A Função de Transferência , **FT** , de um Sistema Linear Invariante no Tempo, **SLIT** , condensa em si toda a informação necessária sobre a dinâmica do sistema.

É uma maneira mais simples de apresentarmos o modelo matemático de um sistema, porque é mais fácil efetuar uma operação algébrica de multiplicação, do que resolver uma equação diferencial.

Todo o SLIT com condições iniciais nulas pode ser representado por sua FT de uma maneira simples e plenamente satisfatória.

Não esquecer nunca que o conceito de FT só é válido para sistemas lineares invariantes no tempo e com condições iniciais nulas .

Para sistemas físicos a condição inicial nula significa que não há energia armazenada no sistema no instante em que começamos a observá-lo.

O comportamento dinâmico dos sistemas físicos *em torno de um determinado ponto de operação*, em geral, pode ser descrito por uma equação diferencial linear, que relaciona o sinal de entrada com o sinal de saída. Usando a ferramenta matemática da transformada de Laplace, tem-se então uma representação entrada-saída do sistema que chamamos função de transferência. Denotando a transformada de Laplace da entrada e da saída respectivamente por ***u(s)*** e ***y(s)*** temos que a função de transferência ***G(s)*** é dada por:

$$G(s) = \frac{y(s)}{u(s)} = \frac{N(s)}{D(s)}$$

Onde ***N(s)*** e ***D(s)*** são polinômios em ***s***. A partir desta representação e supondo que as raízes de ***N(s)*** são todas diferentes das raízes de ***D(s)***, define-se o seguinte:

pólos de ***G(s)****:* raízes de ***D(s).***

zeros de ***G(s)****:* raízes de ***N(s).***

ordem do sistema: grau de ***D(s)***

tipo do sistema: número de pólos da ***G(s)*** em ***s***=0.

4.1 – Identificação de sistemas por funções de transferência

A dinâmica de muitos processos industriais pode ser satisfatoriamente aproximada por funções de primeira ou segunda ordem com tempo morto. Naturalmente os métodos apresentados sucintamente no apêndice podem ser utilizados para obtê-los a partir de um sinal genérico de entrada. Aqui iremos mostrar como esses parâmetros podem ser facilmente obtidos a partir da resposta a uma perturbação degrau.

Uma função de primeira ordem com tempo morto é dada por:

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \exp(-\theta s) \qquad (1)$$

para se obter os parâmetros que descrevem essa função (i.e., $\boldsymbol{K}$, $\boldsymbol{\tau}$ e $\boldsymbol{\theta}$) o Método da Tangente e o Método de Sundaresan and Krischnaswamy [SK77] podem ser facilmente aplicados.

O método da tangente deve ser empregado para sistemas sem ou com baixo tempo morto. No experimento, este método deverá ser empregado para encontrar os parâmetros da função de transferência dos sistemas regulados com a válvula vermelha, pois esta possui uma dinâmica rápida. Os sistemas regulados pela válvula azul deverão ter seus parâmetros calculados pelo método *Sundaresan and Krischnaswamy* que apresenta melhores resultados quando existe uma dinâmica lenta da válvula.

4.1.1 - Método da Tangente

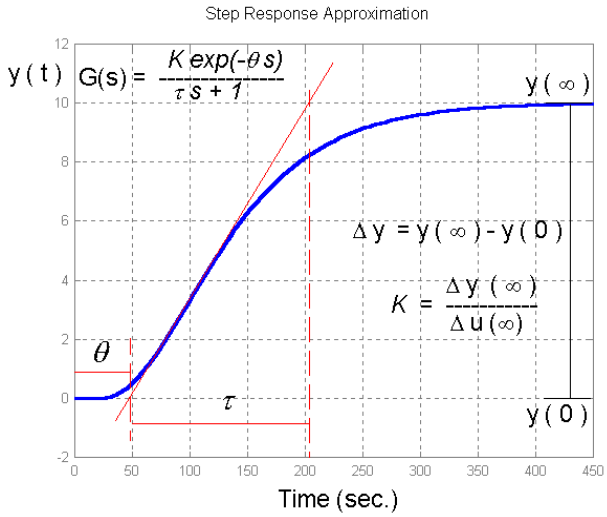


Figura 4.2.1: Parâmetros do método da tangente

A figura 4.2.1 mostra esquematicamente como são obtidos os parâmetros do modelo aproximado através do método da tangente. Um ponto chave desse método consiste em se passar uma tangente no ponto de inflexão (i.e., ponto onde a derivada da curva atinge o seu valor

máximo, ou seja, o ponto de maior inclinação). O tempo morto será dado pelo ponto correspondente a interseção da reta tangente com a linha correspondente ao valor base , que, no caso da figura, é igual a zero(***y=0***). Já a constante de tempo será dada pela diferença entre o tempo correspondente a interseção da reta tangente com a linha ***y(t)*** e o tempo morto.

4.1.2 - Método de Sundaresan and Krischnaswamy

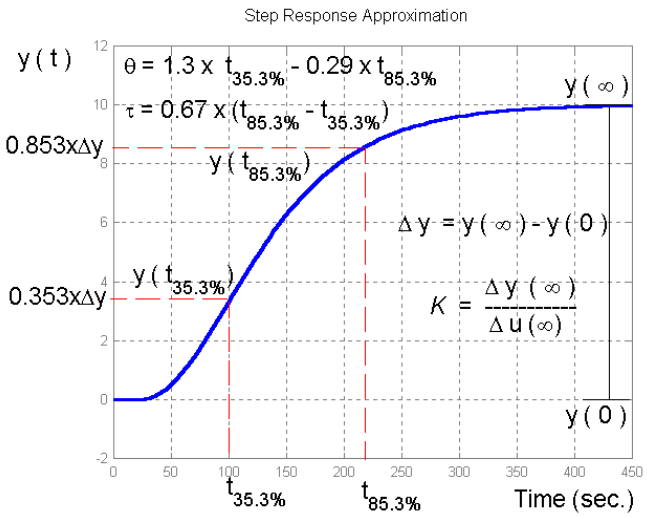


Figura 4.2.2: Parâmetros do método SK

Quando o sinal que está sendo aproximado tiver muito ruído fica extremamente difícil se determinar o ponto de inflexão. Uma método simples que evita a utilização do ponto de inflexão foi proposta por *Sundaresan and Krishnaswamy* [SK77] e consiste (veja figura 2) na determinação dos tempos $t_{35;3\%}$ e $t_{85;3\%}$ que correspondem respectivamente aos tempos em que a resposta atinge 35.3% e 85.3% da sua variação final Δy (i.e., $\Delta y = y(\infty)-y(0)$). De posse desses valores pode-se calcular facilmente o tempo morto do processo e sua constante de tempo através das seguintes equações: $\theta = 1{,}3 \times t_{35.3\%} - 0.29 \times t_{85,3\%}$ e $\tau = 0{,}67 \times (t_{85,3\%} - t_{35,3\%})$. Esses valores de τ e θ praticamente minimizam a diferença entre o valor medido e o predito pelo modelo aproximado se o critério dos mínimos quadrados for tomado como base da função de otimização.

Para muitos processos a aproximação de primeira ordem com tempo morto não é suficientemente acurada. Nesses casos pode-se aproximar a resposta utilizando-se sistemas de segunda ordem com tempo morto. Métodos similares aos apresentados aqui podem ser encontrados na literatura. Naturalmente, quando se deseja obter um modelo mais acurado deve-se fazer uso de técnicas de identificação para sistemas discretos ou contínuos.

4.2 - Estratégia de controle da planta de 2 tanques

A estratégia de controle implantada na planta de 2 tanques foi verificada de acordo com experimentos que indicaram uma maior influência da válvula vermelha sobre o nível do tanque

cônico. Da mesma forma, o nível do tanque cilíndrico é mais afetado pela válvula azul do que pela vermelha. No experimento, para fins de simplificação, admitiu-se nula as dinâmicas relativas a válvula azul sobre o tanque cônico e vermelha sobre o tanque cilíndrico, sendo esta a principal fonte de erro do experimento.

5 – Controladores

Existe uma gama de controladores comerciais existentes no mercado, cada uma com suas vantagens e desvantagens em relação a sua função. Aqui serão apresentados os controladores PID e suas variações.

O controlador proporcional-integral-derivativo (PID) é certamente o mais utilizado industrialmente. Estima-se que cerca de 90% a 95% das malhas industriais utilizam este controlador (Åström e Wittenmark, 1997). O PID vem sendo utilizado industrialmente desde os anos 40 (Marlin, 1995).

O algoritmo PID é extremamente simples, representado apenas por uma equação, mas apresenta bons resultados para a grande maioria dos processos. Esta flexibilidade é alcançada através de alguns parâmetros de ajuste, que determinam o comportamento da malha feedback.

A grande maioria destes controladores encontra-se aplicado em malhas SISO, isto é, controla-se individualmente cada variável, manipulando apenas uma variável manipulada. Por outro lado, há controladores PID multivariável (MIMO) capazes de compensar o acoplamento entre as malhas de controle. Este é pouco difundido devido à dificuldade na implementação e ajuste (Trierweiler, Müller e Engell, 2000).

A ação de controle $u(t)$ de um PID é a soma de três contribuições:

$$u(t) = u_P(t) + u_I(t) + u_D(t)$$

onde u_P é a parte proporcional, u_I a parte integral e u_D a parte derivativa.

Definindo o erro da variável controlada $e(t)$ como a diferença entre o setpoint y_{set} e a variável medida y, isto é:

$$e(t) = y_{SET}(t) - y(t)$$

A parte proporcional é dada por:

$$u_P(t) = K_C e(t)$$

Onde K_c é denominado ganho do controlador. Geralmente o controlador proporcional apresenta erro não nulo no estado estacionário. Para eliminar esta deficiência, introduziu-se a ação integral $u_I(t)$

$$u_I(t) = \frac{K_C}{\tau_I} \int_0^t e(s)ds$$

Onde τ_I é a constante integral do controlador.

Esta ação pode causar oscilação da variável controlada em torno do setpoint. A ação derivativa $u_D(t)$ é dada por:

$$u_D = K_C \tau_D \frac{de(t)}{dt}$$

Onde τ_D é a constante integral do controlador. A ação derivativa elimina a oscilação, bem como captura a tendência da variável controlada, melhorando o desempenho do controlador a médias freqüências. Entretanto, pode prejudicá-lo a alta freqüência devido à presença de ruído.

6 - Ajuste de controladores

Vários métodos de ajuste de controladores PID são conhecidos e utilizados na prática de sistemas de controle. Cada um destes métodos requer algum tipo de informação sobre a dinâmica do processo a ser controlado e a natureza desta informação é que caracteriza cada um destes métodos. A fim de obter um método prático de ajuste, deve ser possível obter estas informações a partir de ensaios simples sobre o processo, ao mesmo tempo em que estas informações devem ser suficientes para possibilitar um ajuste adequado do controlador. Logo, a quantidade adequada de informação a ser obtida do processo deve ser selecionada de forma a obter um compromisso entre simplicidade e desempenho do controlador.

Os métodos mais bem sucedidos na prática industrial de ajuste de controladores PID são apresentados a seguir. O sucesso destes métodos deve-se essencialmente ao fato de que eles obtém um compromisso adequado entre desempenho e simplicidade. Existem os métodos de Ziegler-Nichols com suas variações mais modernas, o ajuste pela alocação dos pólos dominantes, e o ajuste por método freqüência. São apresentadas as principais características do método ZN e Cohen Coon, suas vantagens e desvantagens relativas e os campos de aplicação de cada um.

6.1 - Métodos baseados em funções de Primeira ordem com tempo Morto

Dada a sua grande simplicidade aliada a sua grande aplicabilidade e satisfatória qualidade em aproximar sistemas reais compostos por dinâmicas de primeira ordem em série (esse tipo de

dinâmica geralmente aparece em processos industriais), fez com que uma categoria de métodos fossem especialmente desenvolvidos para ajustar controladores PIDs a partir do ganho $\boldsymbol{K}$, tempo morto $\boldsymbol{\theta}$ e constante de tempo $\boldsymbol{\tau}$de uma função de primeira ordem com tempo morto. Naturalmente esses métodos, que a partir de agora serão denominados de métodos baseados em *K*, *tau* e *teta*, Cabe salientar que principalmente para sistemas subamortecidos a aplicação desse tipo de método de ajuste não é recomendável. Entretanto, para uma imensa classe de problemas essa classe de métodos representa um bom compromisso entre tempo investido no projeto do controlador e desempenho alcançado no projeto.

6.2 - Métodos de Ziegler-Nichols de resposta ao salto

No seu artigo clássico, Ziegler e Nichols também propuseram regras de ajuste visando alcançar uma razão de decaimento de ¼ na resposta em malha fechada para sistemas de primeira ordem com tempo morto. A tabela a seguir sumariza a regra de ajuste por eles proposta. Cabe salientar que controladores ajustados dessa forma são extremamente sensíveis a razão $\boldsymbol{\tau/\theta}$, não sendo recomendado o seu uso fora do intervalo $0{,}1 < \boldsymbol{\tau/\theta} < 1$.

Os métodos de Ziegler-Nichols foram introduzidos já em 1942 e hoje são considerados clássicos. Estes métodos continuam a ser largamente aplicados até hoje, mesmo em sua forma original, mas mais costumeiramente em alguma forma modificada. Os dois métodos básicos de ajuste de Ziegler-Nichols visam obter uma mesma resposta pré-especificada para o sistema em malha fechada, e diferem no que diz respeito à natureza da informação sobre a dinâmica do processo que é exigida por cada um deles.

O *método da resposta ao salto*, ou método do domínio do tempo, requer o conhecimento de duas grandezas que caracterizam a resposta ao salto de um processo.

6.3 - Método de Cohen-Coon

Cohen-Coon também desenvolveram regras de ajuste de controladores visando se obter respostas em malha fechada com uma razão de decaimento de ¼ (aproximadamente 20% de overshoot). Esse tipo de resposta apresenta melhor desempenho para rejeitar distúrbios na carga que é o principal objetivo a ser alcançado para processos contínuos que trabalham em um mesmo ponto de operação. Para esses sistemas, o principal papel desempenhado pelo controlador é a rejeição de distúrbios. Esse método possui um intervalo de aplicação similar ao ZN (K, tau e teta), ou seja, não deverá ser utilizado fora do seguinte intervalo: $0{,}1 < \boldsymbol{\tau/\theta} < 1$.

Método de Cohen-Coon		
P	PI	PID
$\frac{\left\{1+\frac{1}{3}\left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right\}}{K}\left(\frac{\tau}{\theta}\right)$	$\frac{\left\{0{,}9+\frac{1}{12}\left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right\}}{K}\left(\frac{\tau}{\theta}\right)$	$\frac{\left\{\frac{4}{3}+\frac{1}{4}\left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right\}}{K}\left(\frac{\tau}{\theta}\right)$
—	$\left[\frac{30+3\left(\frac{\theta}{\tau}\right)}{9+20\left(\frac{\theta}{\tau}\right)}\right]\times\theta$	$\left[\frac{32+6\left(\frac{\theta}{\tau}\right)}{13+8\left(\frac{\theta}{\tau}\right)}\right]\times\theta$
—	—	$\left[\frac{4}{11+2\left(\frac{\theta}{\tau}\right)}\right]\times\theta$

6.4 - Ajuste Manual

Os modelos utilizados para o projeto nem sempre são suficientemente completos e os métodos, por se pretenderem de aplicação genérica, muitas vezes fornecem ajustes que podem ser melhorados. Por esta razão, por vezes é conveniente, após ter obtido um ajuste para o PID por meio de um dos métodos apresentados, efetuar manualmente um *ajuste fino* dos parâmetros do controlador tendo em conta o desempenho observado do sistema. Para tanto é preciso ter em mente o efeito de cada uma das ações de controle sobre o desempenho do processo, de acordo com o exposto no Capítulo 2. A partir daqueles princípios podem ser estabelecidas regras para guiar este ajuste fino. Em alguns casos em que os requisitos de desempenho são mínimos, pessoal com grande experiência pode fazer o ajuste exclusivamente manual a partir de regras deste tipo. A Tabela abaixo apresenta um sumário que pode servir de guia ao operador efetuando o ajuste manual, sempre tendo em mente que este ajuste manual tem por objetivo unicamente refinar o ajuste já feito do controlador e portanto as variações efetuadas nos parâmetros devem ser pequenas.

Problema	Medida de ajuste
Resposta muito lenta	aumentar ganho proporcional
Resposta excessivamente oscilatória	aumentar tempo derivativo
Sobrepassagem excessiva	reduzir taxa integral
Resposta inicialmente rápida e em seguida muito lenta	aumentar taxa integral

No caso de um ajuste rápido, já que o modelo do sistema está com um erro relativamente elevado, pode-se utilizar o cálculo dos parâmetros da seguinte forma:

$k_p = 6 / k_{planta}$

$\tau_i = \tau_{planta} / 3$

Procedimento Experimental para ajuste de controladores da planta de 2 tanques

Objetivo:

Esta prática tem por objetivo inserir e ajustar controladores na planta de 2 tanques do LACIP. Para sua execução serão necessários conhecimentos básicos de controle de processos, identificação de sistemas e ajuste de controladores PID.

Alguns conceitos teóricos necessários para realização da prática podem ser encontrados no manual INTRODUÇÃO TEÓRICA AO EXPERIMENTO DE AJUSTE DE CONTROLADORES DA PLANTA DE DOIS TANQUES DO LACIP.

Introdução:

O experimento a ser realizado visa aplicar praticamente os conceitos teóricos aprendidos nas aulas de controle. O sistema estudado é constituído por dois tanques interligados, com diversos medidores e sensores e válvulas, que podem ser operadas via computador. Este também realiza coleta de dados da planta em intervalos de tempo pré estabelecidos de modo a gerar dados que servirão para desenvolver os cálculos posteriormente.

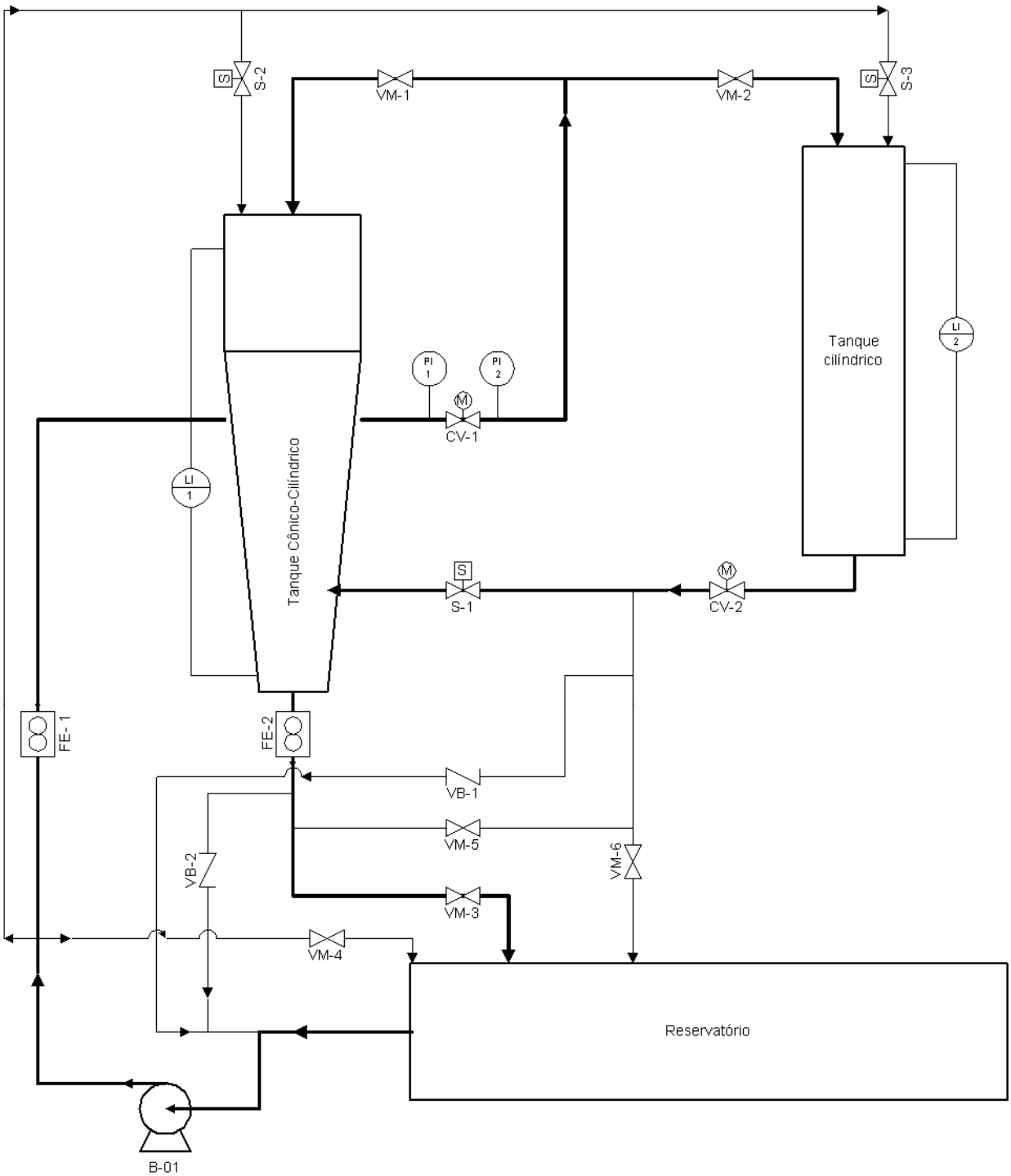
Por meio de "*steps*", ou seja, aberturas específicas de válvulas ***u(t)***, é possível obter-se a resposta do sistema ***y(t)*** em malha aberta. De posse do gráfico de ***y(t)*** levanta-se os parâmetros do *K, tau e teta* que descrevem este sistema.

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \exp(-\theta s)$$

Com estes, pode-se calcular os parâmetros do controlador PI por diferentes métodos.

Os fluxogramas de operação, descrições dos equipamentos e componentes das plantas e diagrama P&I são apresentados a seguir.

Fluxograma da Unidade:



Válvula Elétrica

Válvula Solenóide

Válvula esfera (Manual)

Válvula Borboleta (Automática)

Equipamentos da Unidade:

- Um reservatório
- Bomba centrífuga 1/3 cv (Scheneider)
- 2 Medidores de vazão tipo deslocamento positivo
- 3 Válvulas solenóides ½ "
- 2 Válvulas de controle elétricas
- 6 Válvulas tipo esfera (5 de ½ " e 1 de ¾ ")
- 1 Medidor de nível tipo capacitivo (0-10 V) – tanque cilíndrico
- 1 Medidor de nível tipo pressão diferencial (0-10 V) – tanque cônico-cilíndrico
- 1 Tanque cilíndrico com 14 cm de diâmetro e 65 cm de altura útil
- 1 Tanque misto cônico-cilíndrico (parte cilíndrica 28 cm de diâmetro, parte cônica 28 cm diâmetro superior e 15 cm de diâmetro inferior, altura útil de 94 cm)
- Tubulações e ascessórios de ½ polegada
- 2 Manômetros (1 de 0-2 kgf/cm², 1 de 0-1 kgf/cm²)

OPERAÇÃO DA PLANTA:

A operação da planta é realizada via software *Elipse*®. Este programa atua na forma de servidor/ cliente, ou seja, existe um computador no laboratório onde localiza-se a planta que coleta dados e envia para os computadores clientes rodando o software *Elipse Viewer*. Estes computadores clientes estão conectados ao servidor, no laboratório, e podem controlar a planta remotamente através da rede ou internet. A abertura e fechamento de válvulas são executados por comandos liga-desliga (um clique na bomba) ou digitando-se o percentual de abertura da válvula no campo específico e pressionando *Enter*.

ROTEIRO:

1. Verificar o estado da planta, se não existem vazamentos e também a posição das válvulas. Verificar se as tomadas estão ligadas nos locais corretos conforme indicado.
2. Ligue o computador servidor e executar o programa *Elipse Studio*. A aplicação utilizada para controle da planta de 2 tanques é *P2T.dom*.
3. Execute o software *Elipse Viewer* nas estações cliente para inicializar a interface de comunicação servidor/cliente. Será requisitado o nome do servidor onde o cliente deve se conectar e este é: **//STANTON**
4. Abra a interface da planta de 2 tanques. Este módulo será utilizado para levantar os parâmetros do sistema em malha aberta. Clique no desenho que liga o motor da bomba para ligá-la. O experimento pode ser acompanhado a partir da *webcam* instalada no

laboratório. Para acessá-la abra o Internet Explorer e digite o endereço: *http://stanton:8080*

5. O ponto de operação foi escolhido onde a dinâmica do sistema é mais lenta, ou seja, a parte cilíndrica do tanque cônico. Isto torna o controlador mais robusto. Para alcançar o ponto de operação a posição setada nas válvulas foi:

   Válvula vermelha: 60%

   Válvula Azul: 65%

6. Acompanhe a evolução do sistema através dos gráficos da interface e aguarde o sistema alcançar o estado estacionário.
7. Para iniciar a aquisição de dados de níveis dos tanques e abertura das válvulas clique no botão *"Gravar Dados"* na interface do *Elipse Viewer*. Estes dados serão utilizados posteriormente para análise e obtenção dos parâmetros do controlador.
8. Sete os parâmetros de aberturas de válvula com a seqüência de saltos (‘*steps’*) seguinte, sendo que o objetivo deste *step* é obter a resposta do sistema. Após cada *step* ***u(t)***, o sistema responderá com uma curva ***y(t)*** e o próximo *step* deverá ser executado após o sistema alcançar o estado estacionário.

   A seqüência é a seguinte:

   a) Primeiramente abra a válvula vermelha de 60 para 65%. Aguarde o estado estacionário;
   b) Ajuste a válvula azul de 65 para 75% e aguarde o estado estacionário;

9. Com os dados obtidos do *step*, calcule os parâmetros da função de transferência do sistema utilizando o material teórico conforme item 4.1.
10. A partir dos parâmetros levantados (κ, τ, θ) calcule os parâmetros (Kp, τ_I, θ) do controlador PI para o tanque cônico e cilíndrico, conforme capítulo 6.
11. Implemente os parâmetros do controlador do tanque cônico e cilíndrico no Elipse;
12. Religar a bomba e executar a seqüência de *steps* a seguir (antes de executar o próximo *step* aguarde o estado estacionário):

    Tanque cilíndrico 75 tanque cônico 60

    Tanque cilíndrico 60 tanque cônico 60

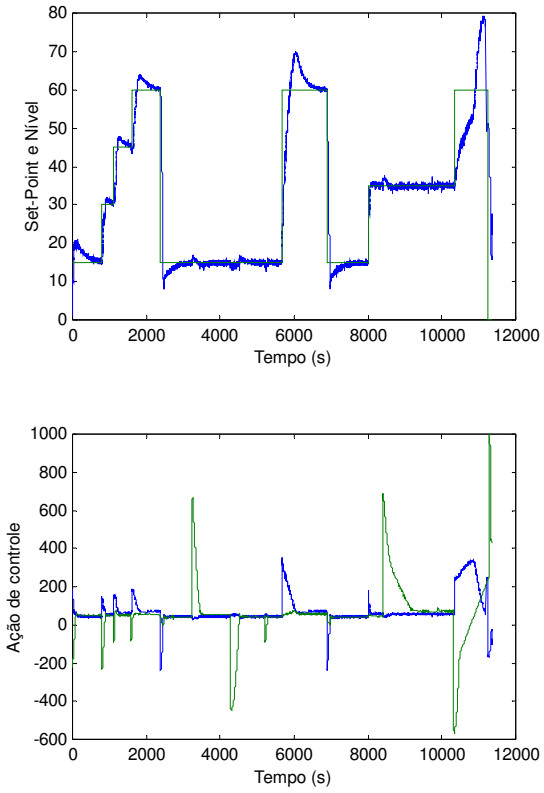
    Tanque cilíndrico 60 tanque cônico 70

    Tanque cilíndrico 60 tanque cônico 40

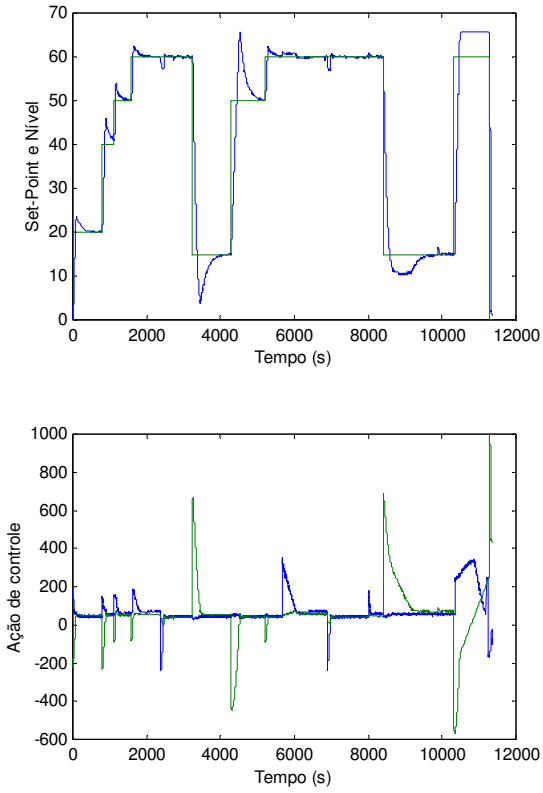
Tanque cilíndrico 30 tanque cônico 15

Respostas do sistema aos degraus aplicados:

Tanque cônico



Tanque cilíndrico



Referências:

1. BOLTON, W. *Engenharia de Controle*. São Paulo, Ed. Makron Books, 1995

2. LUYBEN, Michael L., William. *Essencials of Process Control:* Ed. McGraw Hill, 1997.

3. BEQUETTE, B. Waine. *Process Dynamics:* Ed. Prentice Hall Hill, 1998.

4. TRIERWEILER J. O. *PID-Design: Uma Ferramenta para o Ensino e Ajuste de Controladores PIDs*.

5. Página da WEB www.lasalgado.eng.br\trabtec\sc1 Acessada em 07/08/2008