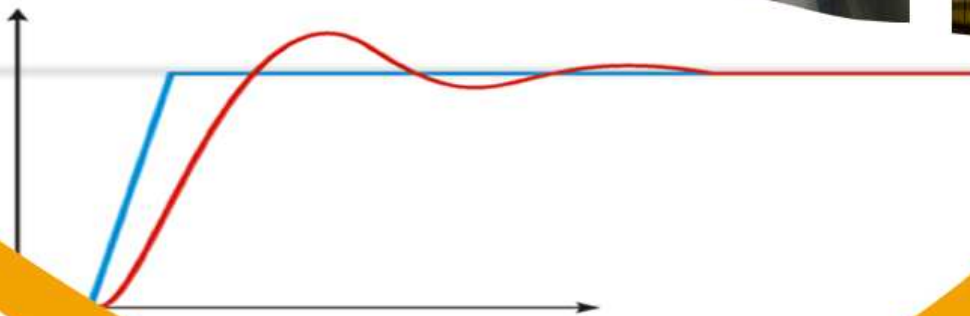


Treinamento Fertron

Controle e Sintonia de Processos



1 - Introdução.....	2
2 - Definições do controle automático do processo.....	2
2.1 – Variáveis de processo.....	2
3 - Processo.....	3
3.1 - Trocador de energia.....	4
3.2 – Condições de equilíbrio.....	4
3.2.1 – auto – regulação.....	5
4 - Propriedades do processo.....	6
4.1 - Resistência.....	6
4.2 - Capacitância.....	6
4.3 – Tempo morto.....	8
5 – Tipos de distúrbios de processo.....	10
5.1 - Distúrbios de alimentação.....	10
5.2 - Distúrbios de demanda.....	10
5.3 - Distúrbios de set – point.....	10
6 – Curvas de reação do processo.....	10
6.1 - Processo monocapacitivo ou 1ª ordem.....	11
6.2 - Processo multicapacitivo ou de 2ª ordem.....	12
6.3 - Resposta ideal do controle.....	14
6.4 - Efeito do tempo morto em processos multicapacitivos.....	15

INTRODUÇÃO

O rápido desenvolvimento do controle automático industrial requer um pessoal de operação, manutenção e projeto, que tenham uma firme compreensão das implicações físico-matemática da teoria de controle. O uso de controladores microprocessados e computadores aplicados ao controle automático, aumenta a necessidade do conhecimento prático em relação ao comportamento do sistema controlado e aos métodos para alcançar o funcionamento perfeito do sistema.

As unidades de ensino aqui organizadas, teoria mais prática, ensinarão ao aluno como obter os parâmetros de estado estáveis e transitórios, requeridos para a análise de um sistema controlado automaticamente e usar estes mesmos parâmetros para ajustar e sintonizar obtendo assim melhores resultados do processo.

2 – DEFINIÇÕES DO CONTROLE AUTOMÁTICO DO PROCESSO

O termo atual controle automático de processo foi definido quando os procedimentos do controle automático foram aplicados para mais eficiente e seguro a manufatura de produtos. O controle automático de processo é em grande parte responsável pelo progresso que vem acontecendo nas últimas décadas. O principal objetivo do controle automático de processo é conseguir que uma variável dinâmica se mantenha constante em um valor específico. Assim é necessário que exista uma malha de controle fechada, que opere sem intervenção do elemento humano, medindo continuamente o valor atual da variável, comparando-a com o valor desejado e utilizando a possível diferença para corrigir ou eliminar a diferença existente.

2.1 - VARIÁVEIS DE PROCESSO

A variável controlada de um processo é aquela que mais diretamente indica a forma ou o estado desejado do produto. Consideremos por exemplo, o sistema de aquecimento de água mostrado na figura 01. A finalidade do sistema é fornecer uma determinada vazão de água aquecida. A variável mais indicativa desse objetivo é a temperatura da água de saída do aquecedor, que deve ser então a variável controlada.

Assim, é realizado um controle direto sobre a qualidade do produto, que é a maneira eficaz de garantir que essa qualidade se mantenha dentro dos padrões desejados.

Um controle indireto sobre uma variável secundária do processo pode ser necessário quando o controle direto for difícil de se implementar. Por exemplo, num forno de recozimento, que é projetado para recozer convenientemente peças metálicas, a variável controlada deveria ser a condição de recozimento do material. Entretanto, é muito difícil de se obter esta medida com simples instrumentos, e normalmente a temperatura do forno é tomada como variável controlada. Assume-se que existe uma relação entre temperatura do forno e a qualidade de recozimento. Geralmente o controle

indireto é menos eficaz que o controle direto, porque nem sempre existe uma relação definida e invariável entre a variável secundária e a qualidade do produto que se deseja controlar.

A variável manipulada do processo é aquela sobre a qual o controlador automático atua, no sentido de se manter a variável controlada no valor desejado. A variável manipulada pode ser qualquer variável do processo que causa uma variação rápida na variável controlada e que seja fácil de se manipular. Para o trocador da figura 01, a variável manipulada pelo controlador deverá ser a vazão de vapor. É possível, mas não prático, manipular a vazão da água de entrada ou a sua temperatura.

As variáveis de carga do processo são todas as outras variáveis independentes, com exceção das variáveis manipulada e controlada. Para o trocador da figura 01, a temperatura da água de entrada é uma variável de carga. O controlador automático deverá absorver as flutuações das variáveis de carga para manter a variável controlada no seu valor desejado.

3 - PROCESSO

Para ilustrar esta apresentação claramente, consideremos um processo simples, como um trocador de calor mostrado na figura 01. O termo processo, aqui usado, significa as funções e operações usadas no tratamento de um material ou matéria - prima, portanto, a operação de adicionar energia calorífica à água, é um processo. As serpentinas de vapor, o tanque, os tubos e as válvulas constituem o circuito no qual o processo de aquecimento é realizado. A temperatura da água quente (variável controlada) e vazão de vapor (variável manipulada) são as principais variáveis do processo.

As partes e o comportamento característico desse processo serão analisados nos parágrafos seguintes para retratar o efeito que estes fatores têm na controlabilidade do processo.

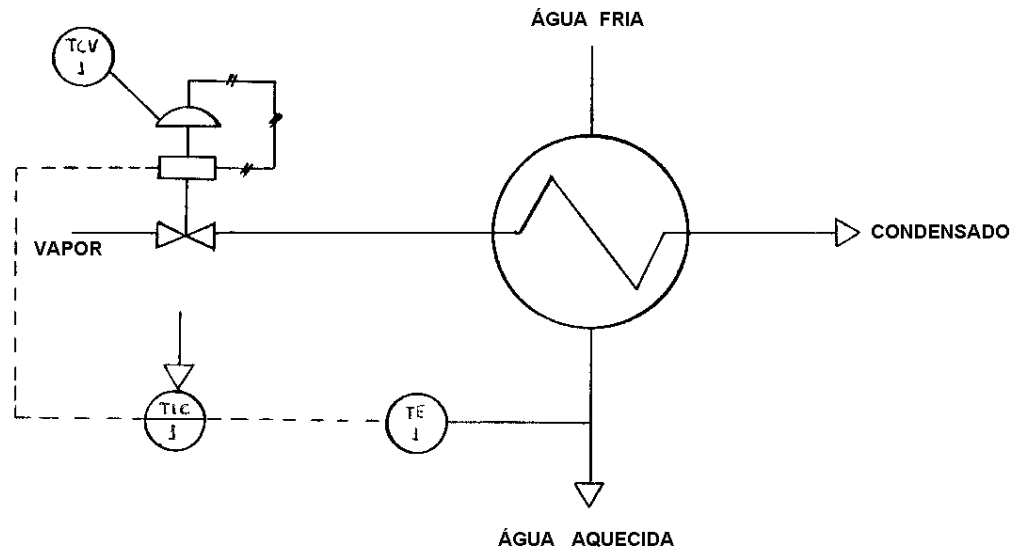


Figura 01 – Processo

3.1 - TROCADOR DE ENERGIA

O aquecimento de água da figura 01, como muitos processos pode ser considerado um trocador de energia. Em muitos outros processos, a troca de materiais apenas, ou a troca de materiais e energia, pode ser envolvida. Referindo-se a figura 01, a energia é introduzida no processo, passa por uma série de trocas e sai como energia de saída. A quantidade de energia de saída é igual a quantidade de energia de entrada, menos as perdas e a energia armazenada no processo.

O trocador de calor, a quantidade de energia de saída depende da vazão de água regulada pela válvula de água quente, da temperatura da água fria e das perdas de energia calorífica, como por exemplo através das paredes do tanque. A quantidade de energia de entrada depende da vazão de vapor e da qualidade de alimentação do vapor. Então, se as variáveis do processo estão estáveis ou estão mudando, dependem apenas se a quantidade de energia de entrada seja ou não igual a quantidade de energia de saída (compreendendo na saída as perdas etc.)

3.2 - CONDIÇÕES DE EQUILÍBRIO

Deixando o processo correr normalmente, a temperatura de saída d'água atingiria finalmente um valor estável de maneira que a energia de saída

seria igual a energia de entrada. Quando a energia de entrada é igual a energia de saída, o processo é dito estar em condições de “ estado estável “, isto é, em equilíbrio. Qualquer distúrbio, seja de entrada de energia ou na saída, irá romper este equilíbrio e conseqüentemente causará uma mudança nos valores das variáveis do processo. Quando a saída de energia calorífica é equilibrada com a energia de entrada, a temperatura de saída d’água permanece a um valor constante até que a relação de energia calorífica seja mudada.

3.2.1 - AUTO – REGULAÇÃO

Certos processos possuem uma característica própria que ajuda a limitar o desvio da variável controlada. Na figura 01, quando a entrada de vapor aumenta, a temperatura da água atinge um ponto de equilíbrio a um valor mais alto, isto é, a temperatura da água não irá aumentar indefinidamente. O processo que tem a condição de balancear a sua energia de saída com a energia de entrada é chamado de processo estável.

No processo estável da figura 02a a vazão de saída através da resistência “ R “ tende a se igualar a vazão através da válvula “ A “. Se a válvula “ A “ for mais aberta, o nível do tanque irá aumentar até que a vazão de saída através de “R “ seja igual a nova vazão de entrada. Então, através de amplos limites, o processo irá estabilizar e sua vazão de saída será igual a sua vazão de entrada. Os limites deste exemplo depende da profundidade do tanque.

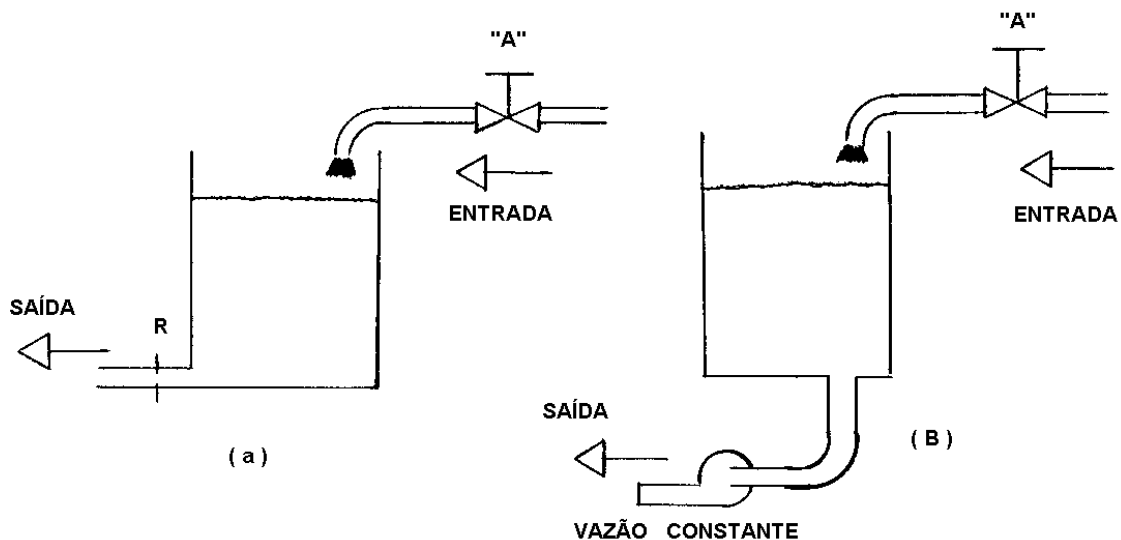


Figura 02 - Exemplos de processos estáveis e instáveis

De acordo com o nosso exemplo, podemos distinguir os processos estáveis (figura 2a) dos processos instáveis (figura 2b). No processo instável a vazão de saída é mantida constante por uma bomba de deslocamento positivo e velocidade constante.

A não ser que a vazão de entrada seja exatamente igual à vazão de saída, o tanque irá esvaziar completamente ou transbordar. Não existe tendência deste processo a equilibrar sua saída com sua entrada.

O processo estável facilita as aplicações do controle automático, já o processo instável irá torná-las difíceis, ou talvez impossíveis. O processo instável pode ser definido como o processo que tem a tendência a se desequilibrar permanentemente.

4 - PROPRIEDADES DO PROCESSO

A primeira vista, o controle de temperatura da água, na figura 01, pode parecer fácil. Aparentemente seria apenas preciso observar o termômetro de água quente e corrigir a abertura da válvula de vapor de maneira a manter ou mudar a temperatura da água para o valor desejado. Porém, os processos têm a característica de atrasar as mudanças nos valores das variáveis do processo. Esta característica dos processos aumentam demais as dificuldades de controle. Os atrasos de tempo do processo são causados por três propriedades que são: Resistência, Capacitância e Tempo morto.

4.1 – RESISTÊNCIA

São as partes do processo que resistem a uma transferência de energia ou de material.

Exemplos.: As paredes das serpentinas no processo típico, resistência a passagem de um fluido em uma tubulação, resistência a transferência de energia térmica etc.

4.2 - CAPACITÂNCIA

A capacitância de um processo é um fator importante no controle automático. É uma medida das características próprias do processo para manter ou transferir uma quantidade de energia ou de material com relação a uma quantidade unitária de alguma variável de referência.

Em outras palavras, é uma mudança na quantidade contida, por unidade mudada na variável de referência.

Tome cuidado para não confundir capacitância com capacidade, pois capacidade são as partes do processo que tem condições de armazenar energia ou material.

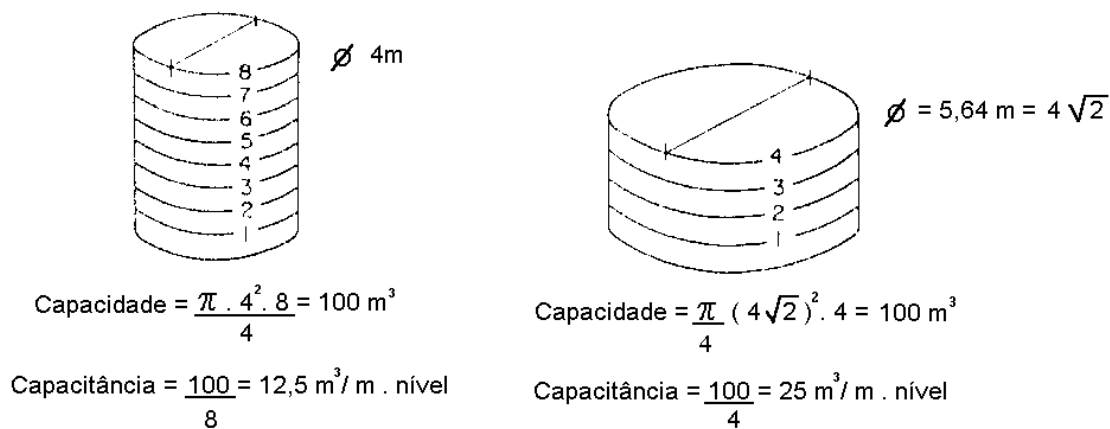


Figura 03 - Capacitância com relação a capacidade

Como exemplo, veja o caso dos tanques de armazenamento da figura 03. Neles a capacitância representa a relação entre a variação de volume e a variação de altura do material do tanque. Assim, observe que embora os tanques tenham a mesma capacidade (por exemplo 100m^3), apresentam capacitâncias diferentes. Neste caso, a capacitância pode ser representada por:

$$C = \frac{dV}{dh} = A$$

Onde: dV = variação de volume
 dh = variação de nível
 A = área

Uma capacitância relativamente grande é favorável para manter a variável controlada apesar das mudanças de carga, porém esta característica faz com que seja mais difícil mudar a variável para um novo valor, introduzindo um atraso importante entre uma variação do fluido controlado e o novo valor que toma a variável controlada.

Resumindo: a capacitância é uma característica dinâmica do processo e a capacidade é uma característica volumétrica do processo.

4.3 - TEMPO MORTO

Como o nome diz, o tempo morto é a característica de um sistema pela qual a resposta a uma excitação é retardada no tempo, ou seja, é o intervalo após a aplicação da excitação durante o qual nenhuma resposta é observada. Esta característica não depende da natureza da excitação aplicada e aparece sempre da mesma forma. Sua dimensão é simplesmente a de tempo.

O tempo morto ocorre no transporte de massa ou energia através de um dado percurso. O comprimento de percurso e a velocidade de propagação definem o tempo morto. O tempo morto também é denominado de atraso puro, atraso de transporte ou atraso distância x velocidade. Assim como os outros elementos fundamentais (resistência e capacitância), raramente ocorre sozinho nos processos reais. Mas são poucos os processos onde não está presente de alguma forma. Por isso, qualquer que seja a técnica de controle que se deseja usar num determinado sistema, o projeto deve ser a influência do tempo morto.

Um exemplo de processo que consiste basicamente de tempo morto é o sistema de controle de peso de sólidos sobre uma correia transportadora (figura 04). O tempo morto entre a ação da válvula e a variação resultante no peso, é igual a distância entre a válvula e a célula detetora de peso dividida pela velocidade de transporte da correia.

Outro exemplo de tempo morto está ilustrado na figura 05. O eletrodo de medição do pH deve ser instalado a jusante do ponto de adição do neutralizante cáustico, para dar o tempo necessário de mistura e reação química. Se o fluido flui a uma velocidade de $2/mx$ e a distância a 10m, o tempo morto será de 5s.

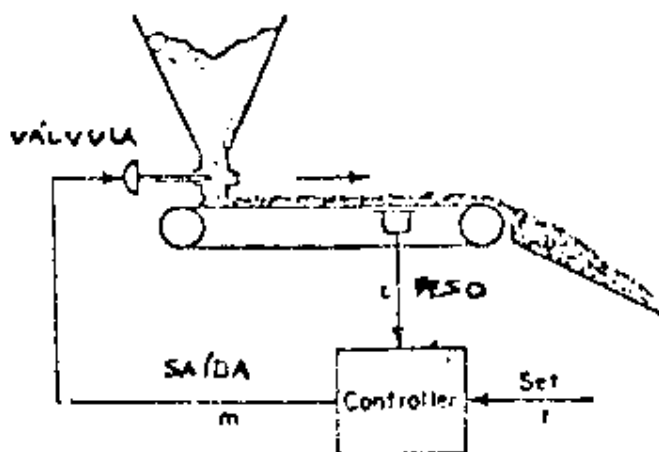


Figura 04 - Sistema de correia transportadora com tempo morto

Num sistema de controle com realimentação, uma ação corretiva é aplicada na entrada do processo, baseada na observação da sua saída. Um processo que possui tempo morto não responde imediatamente à ação de controle, fato que complica bastante a efetividade do controle. Por esta razão, o tempo morto é considerado como elemento mais difícil que naturalmente existe em sistemas físicos. A resposta de um sistema que possui somente tempo morto à qualquer sinal aplicado à sua entrada, será sempre o sinal defasado de uma certa quantidade de tempo. O tempo morto é medido como mostrado na figura 06.

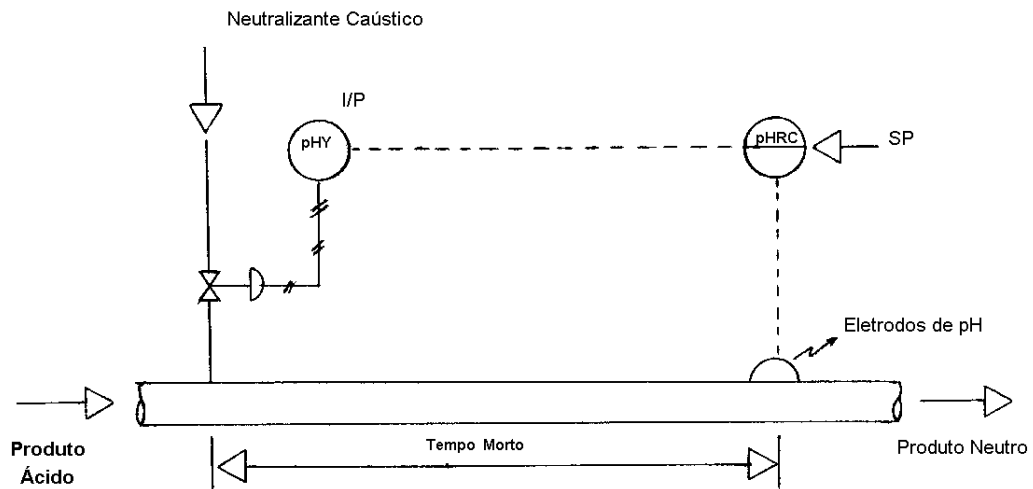


Figura 05 - Processo de controle de pH com tempo morto

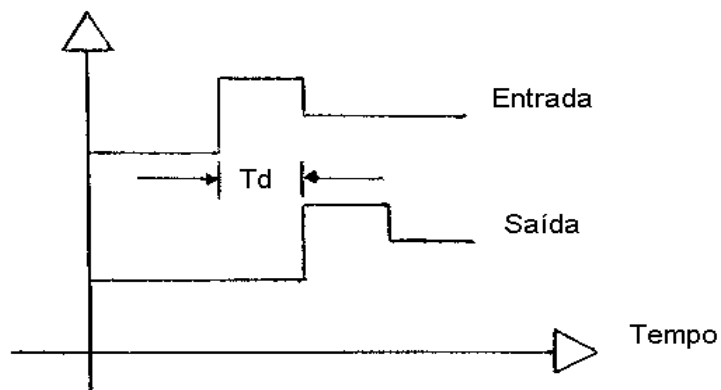


Figura 06 – Um elemento de tempo morto puro transmite a entrada atrasado-a em t_d .

Observe a resposta de um elemento de tempo morto a uma onda quadrada, mostrada na figura 06. O atraso produz efetivamente um deslocamento de fase entre a entrada e a saída.

5 - TIPOS DE DISTÚRBIOS DE PROCESSO

Na análise de um processo do ponto de vista do controle automático é bom dar-se particular consideração a três tipos de distúrbios de processo que podem ocorrer.

5.1 - DISTÚRBIOS DE ALIMENTAÇÃO

É uma mudança de energia ou material na entrada do processo. No trocador de calor, da figura 01, mudanças na temperatura de vapor, na entrada de água fria ou na abertura da válvula, são distúrbios de alimentação.

5.2 - DISTÚRBIOS DE DEMANDA

É uma mudança de energia ou material na saída do processo. No exemplo do trocador de calor, as mudanças da vazão de água fria devido a um aumento da vazão de água aquecida é um distúrbio de demanda.

5.3 - DISTÚRBIOS DE SET – POINT

É uma mudança de ponto de trabalho do processo. As mudanças de set – point geralmente são difíceis por várias razões:

- a) elas são geralmente aplicadas muito repentinamente.
- b) elas são geralmente mudanças na alimentação, e por isso devem atravessar o processo inteiro para serem medidas e controladas.

6 - CURVAS DE REAÇÃO DO PROCESSO

Pode-se apresentar muitas coisas sobre as características de um processo para determinar sua controlabilidade pelo estudo das reações das variáveis do processo, provocadas por mudanças de cargas em condições de não controle. Na discussão que se segue, o processo representado pelo trocador de calor, pode ser suposto estar em condição estável. A partir disso não são mostradas as curvas de reação para várias combinações de RC e tempo morto.

6.1 - PROCESSO MONOCAPACITIVO OU 1ª ORDEM

São processos que apresentam apenas um par RC. Na prática este tipo de processo é o mais difícil de se encontrar nas indústrias a não ser em kits de simulação de processo e plantas pilotos.

O trocador de calor da figura 01 pode ser considerado aproximadamente, como um processo de capacitância simples, já que a capacitância calorífica C_1 das serpentinas, paredes do tanque e bulbo do termômetro, são praticamente tão grande que ele pode englobar todos os outros.

A figura 07 mostra as curvas de reação em condições de não controle que seguem a uma mudança brusca na carga de alimentação. Supõe-se nestas ilustrações uma boa homogeneização da mistura da água.

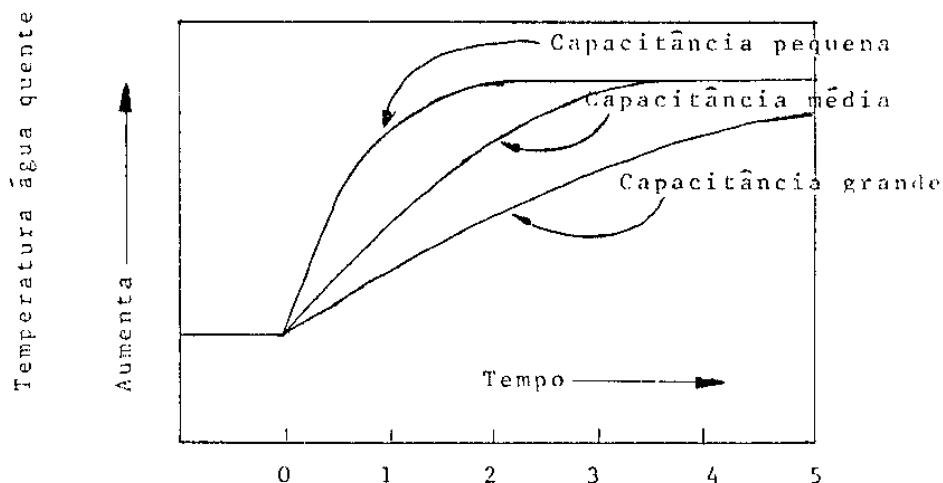


Figura 07 - Curvas de reação de um processo monocapacitivo.

Cada curva indica como a temperatura começa a aumentar exatamente ao mesmo tempo que a carga é mudada, e como a temperatura aumenta cada vez mais devagar até chegar ao novo valor de estar estável. Nota-se que a resposta completa da temperatura é mais atrasada no tempo quando a capacitância de armazenamento de cada processo é aumentada. Este é excelente exemplo que mostra como a capacitância calorífica da água e a resistência ao fluxo do calor.

Os processos monocapacitivos são mais fáceis de controlar pelas razões:

- Eles começam a reagir imediatamente com a mudança de carga. Os desvios podem assim ser conhecidos e corrigidos sem atraso.
- As correções são imediatamente efetivadas.

6.2 - PROCESSO MULTICAPACITIVO OU DE 2ª ORDEM

São processos que apresentam dois ou mais pares RC. Na prática este é o tipo de processo mais comum na indústria.

No trocador de calor da figura 01, vamos supor que as serpentinas de aquecimento do trocador de calor em questão são suficientemente grandes para Ter uma capacitância calorífica C_1 , que é inteiramente significativa quando comparada com a capacitância C_2 da água no tanque. Neste caso, o processo pode ser considerado processo de 2 capacitâncias. Assim, a resistência R_1 entre as capacitância C_1 e C_2 é a resistência à transferência de calor oferecida pelas paredes das serpentinas e as películas isolantes de água nas suas faces interna e externa (das serpentinas).

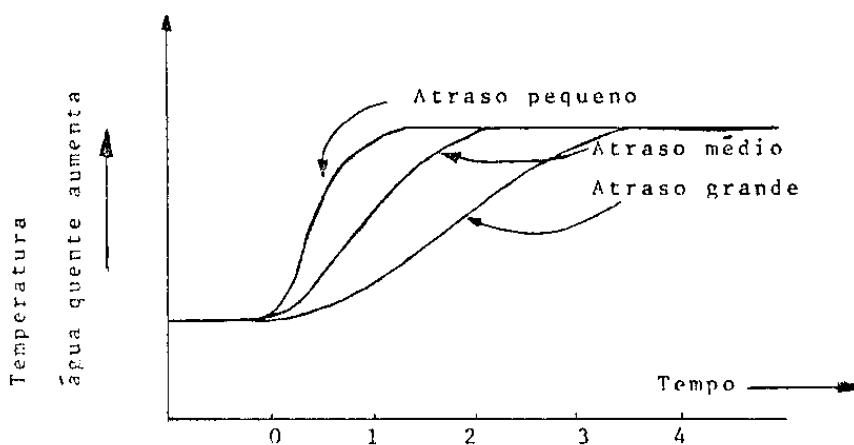


Figura 08 - Curvas de reação de um processo multicapacitivo.

A figura 08 fornece as curvas de reação em condições de não controle para este processo de 2 capacitâncias seguindo a uma mudança brusca de carga de alimentação causada pelo aumento na abertura da válvula de vapor no tempo zero. A comparação entre o gráfico do processo monocapacitivo e multiplicativo ilustra uma diferença significativa entre os processos de capacitância simples e de 2 capacitâncias. A temperatura em vez de mudar imediatamente, começa a subir vagarosamente, a seguir mais rapidamente, e a seguir mais devagar, finalmente reequilibrando gradativamente a um novo valor de estado estável. Esta curva de reação em forma de " S " é característica dos efeitos de mudanças de carga de alimentação em um processo de 2 ou mais pares de resistência capacitância relativamente iguais, ou seja, processo multicapacitivo. A resistência R_1 à transferência de energia entre a capacitância calorífica da serpentina e a capacitância calorífica C_2 da água, causa este retardo, atraso de capacitância, na temperatura. A figura 08 mostra que se aumentar o atraso de capacitância no processo, a temperatura irá demorar mais para atingir seu valor final.

Os processos multicapacitivos são de controle mais difíceis pelas seguintes razões:

- a) Eles não começam a reagir imediatamente quando a mudança de carga ocorre. Assim sendo, haverá desvios e as correções só serão aplicadas após um determinado tempo.
- b) As correções não são imediatamente efetivadas.

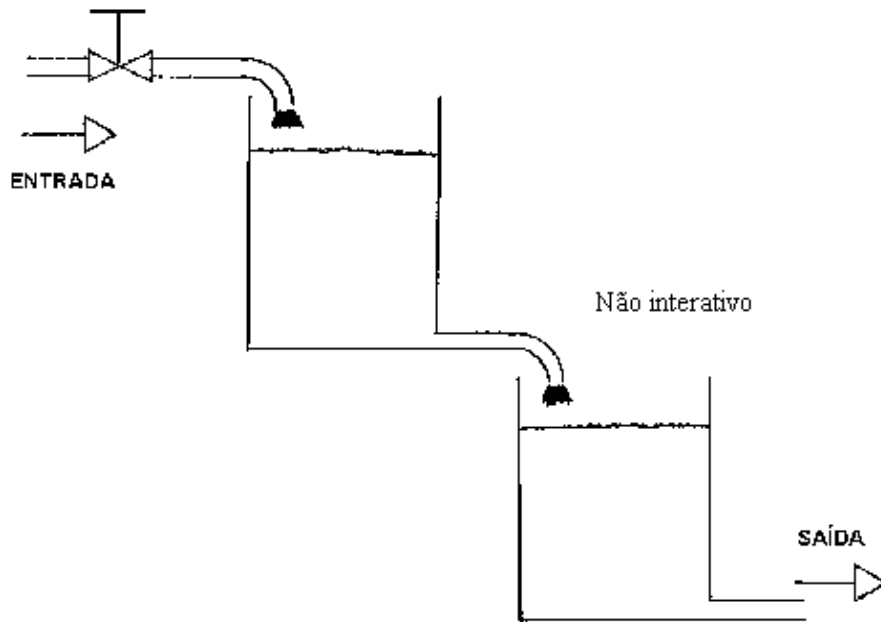


Figura 09a - Capacidades não interativas.

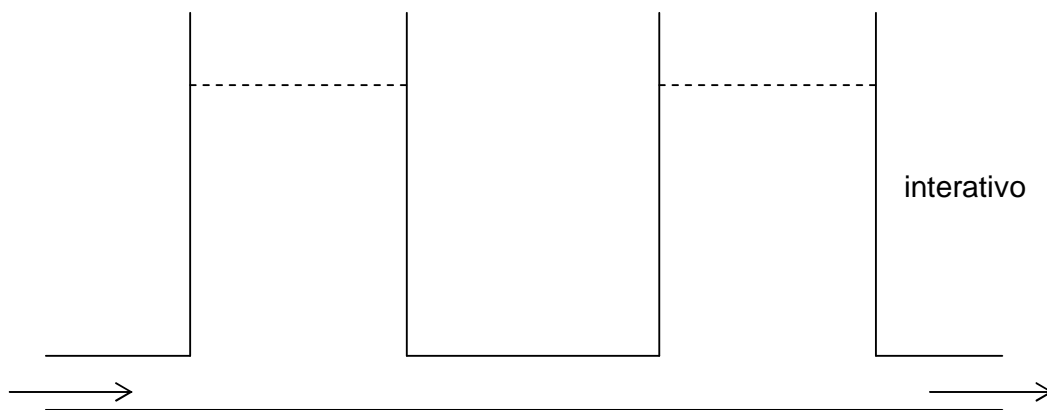


Figura 09b - Capacidades interativas.

A principal distinção que existe entre processos multicapacitivos é a maneira pela qual estas capacidades estão ligadas. Se estiverem isoladas, as capacidades se comportam exatamente como se estivessem sozinhas. Mas se forem acopladas, haverá uma interação de uma com a outra, de modo que a contribuição de cada uma é alterada pela interação. A figura 09a e 09b compara as duas.

Na figura 09a, os níveis dos dois tanques não interagem, porque a vazão do primeiro para o segundo é independente do nível do segundo. A figura 09b mostra o caso onde ambas as vazões (de entrada e de saída) são funções dos níveis dos tanques. Os níveis se interagem, pois uma variação no nível do segundo tanque afetará o nível , vice-versa.

A importância da interação é que ela muda as constantes de tempo efetivas das capacidades individuais, de maneira bastante significativa.

6.3 - RESPOSTA IDEAL DO CONTROLE

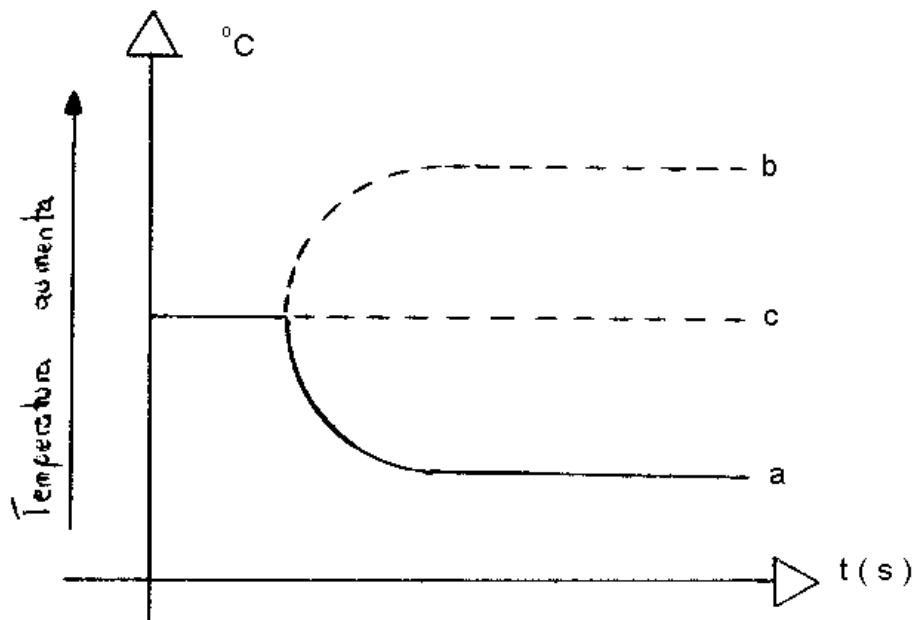


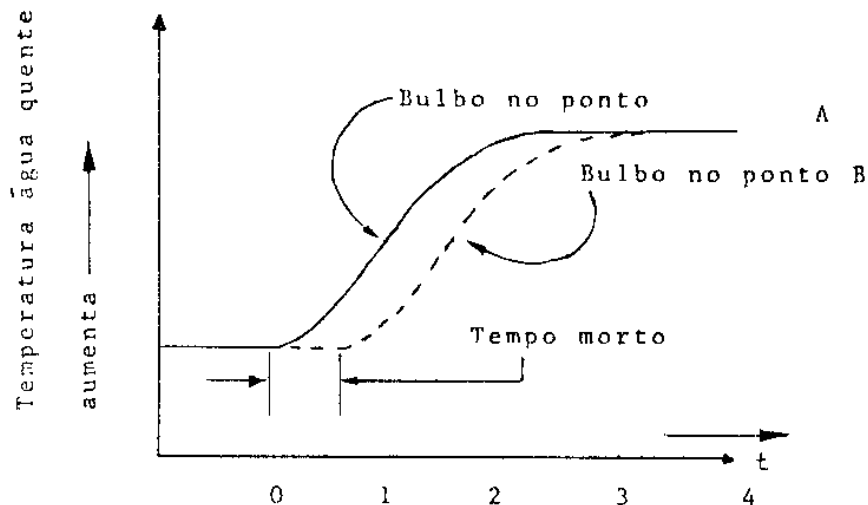
Figura 10 – Curva de reação de um processo monocapacitivo, a uma mudança simultânea de carga de alimentação e demanda.

A figura 10, fornece as curvas de reação em condições de não controle do trocador de calor, que utilizamos como exemplo, em resposta a mudança simultâneas de carga de alimentação e de demanda. A curva “ a ” mostra o efeito de uma mudança brusca de carga de demanda feita no tempo zero, aumentando a abertura da válvula de água quente. O ponto importante a se notar na curva “ a ” é que a temperatura começa a mudar imediatamente

quando o distúrbio de demanda ocorre. A curva “ b ” mostra o efeito de uma mudança brusca de carga de alimentação feita no tempo zero e representa o aumento de alimentação de vapor exatamente suficiente para corrigir o distúrbio de demanda representado pela curva “ a “. A curva “ c “ mostra o efeito da aplicação simultânea da mudança de carga de demanda e de sua exata correção de alimentação. Isto seria teoricamente possível pela abertura simultânea das válvulas de água quente e de vapor da mesma maneira que foi realizado na obtenção das curvas “ a “ e “ b “. Nota-se na curve “ c ” que em processo de capacitância simples a correção exata de alimentação, quando aplicada simultaneamente com o distúrbio de demanda, evita completamente a mudança de temperatura.

As curvas de reação de um processo monocapacitivo que foram apresentadas na figura 10 são típicas para todos os processos que podem ser considerados de capacitância simples e que não têm tempo morto. Porém, processos de verdadeira capacitância simples são muito difíceis de se produzir.

6.4 - EFEITO DO TEMPO MORTO EM PROCESSOS MULTICAPACITIVOS



Se em nosso processo aumentamos a distância do nosso sensor a saída do trocador será necessário mais tempo para levar a mudança de temperatura até o nosso controlador, isto é, aumenta o tempo morto. A figura 11 mostra o efeito do tempo morto em processo multicapacitivo.

1 - Controle manual.....	17
1.1 - Controle em malha fechada.....	18
1.2 - Excesso de correção.....	18
1.3 - Funções básicas.....	19
2 - Elementos do controle automático.....	20
3 - Atrasos de tempo no sistema de controle.....	21
3.1 - Atrasos nos meios de medição.....	21
3.2 - Atrasos do detector de erro e do amplificador nos controladores pneumáticos.....	21
3.3 - Atrasos de transmissão pneumática.....	21
3.4 - Atrasos do elemento final de controle.....	22

1- CONTROLE MANUAL

A figura 01 mostra o processo típico sob controle de um operador humano. O serviço do operador é sentir a temperatura da água quente de saída e girar o volante da válvula de maneira a manter a temperatura da água no valor desejado. Supondo-se que o processo esteja equilibrado e que a temperatura de saída da água esteja no valor desejado. O que acontecerá a este sistema de controle manual se houver um aumento na vazão de água ?

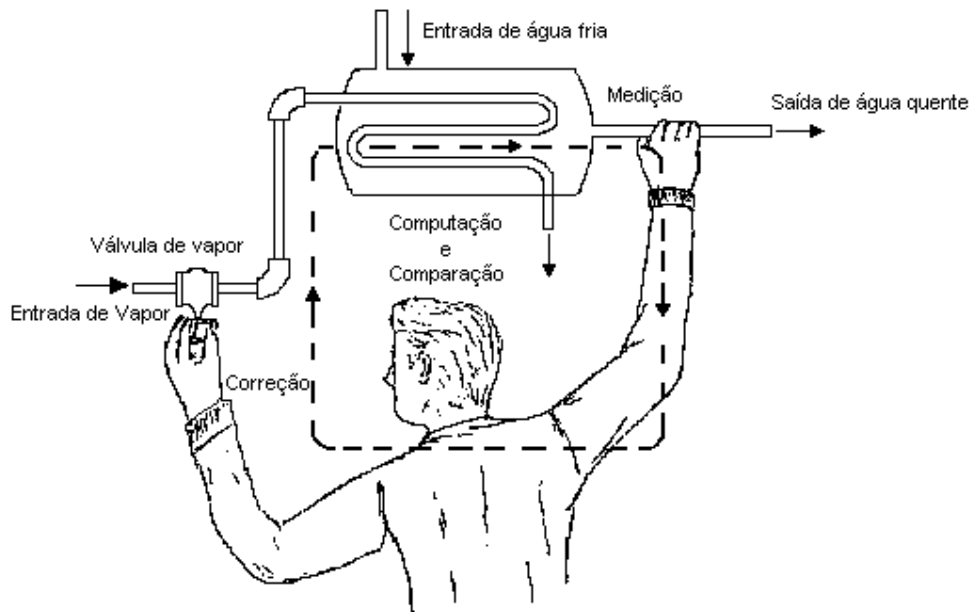


Figura 01 - Sistema de Controle Manual

Devido aos atrasos de tempo do processo, um certo lapso de tempo vai se passar antes que a água mais fria atinja a mão direita do operador. Quando o operador sente esta queda de temperatura, ele deve compara-la com a temperatura desejada, a seguir computar mentalmente quando e em qual direção a válvula deve ser reposicionada e, manualmente, efetuar esta correção na abertura da válvula. É necessário um certo tempo, naturalmente, para tomar esta decisão e corrigir a posição da válvula. Um certo tempo vai-se passar também para que o efeito na correção da válvula sobre a temperatura de saída de água chegue até, a saída e possa ser sentida pelo operador. É só neste momento que o operador será capaz de saber se a primeira correção foi excessivamente pequena ou grande. Neste momento, ele faz então uma segunda correção que, depois de algum tempo, proporcionará uma outra mudança na temperatura de saída. O resultado desta segunda correção será observado e uma terceira correção será feita, e assim por diante.

Esta série de ações de medição, comparação, computação e correção irá ocorrer continuamente através do operador e do processo em uma cadeia fechada de ações, até, que a temperatura seja finalmente equilibrada no valor desejado pelo operador. Este tipo de controle é chamado malha de controle fechada ou cadeia de controle fechada.

O circuito tracejado da figura 01 mostra a direção e o caminho desta série fechada de ações de controle.

Este conceito de malha fechada, fundamental para a compreensão do controle automático.

1.1- CONTROLE EM MALHA FECHADA

A correção a um distúrbio não pode ser feita antes que o efeito do distúrbio seja conhecido, porque os atrasos de tempo do processo e da malha de controle retardam o conhecimento do efeito do distúrbio, portanto, é necessário um certo tempo para avaliar o desvio e fazer a correção. Assim sendo, a variável controlada continua a desviar do valor desejado durante um certo tempo. Em resumo, o problema do controle é sobrepujar o efeito dos atrasos de tempo que ocorrem ao longo da malha fechada de controle.

Já foi comentado que, num processo monocapacitivo, uma correção exata aplicada simultaneamente com mudança de carga de demanda evita completamente qualquer desvio da variável controlada. Como reagirá este processo se a correção exata for aplicada algum tempo depois do distúrbio ter ocorrido? A figura 02 mostra as curvas de reação do processo monocapacitivo.

A curva "a" mostra a temperatura da água quente; a curva "b" mostra a abertura da válvula de vapor. Deve ser salientado que o processo não está em controle automático.

No tempo zero, ocorre uma mudança de carga de demanda, causada pelo aumento de vazão de água quente. A curva "a" mostra como reage a temperatura. No tempo 2 a curva "b" (linha cheia) mostra uma correção exata de alimentação feita pela válvula de vapor. A curva "a" mostra como a temperatura volta a seu valor inicial depois de um certo tempo. Mas a correção exata não foi aplicada no instante da aplicação da mudança de carga, a temperatura desviou muito do valor desejado. Em qualquer processo possuidor de atrasos de tempo, as correções exatas não podem ser aplicadas simultaneamente com as mudanças de carga de demanda devido ao fato que os atrasos de tempo impedem o conhecimento do efeito do distúrbio por algum tempo. Uma vez que todos os processos têm atrasos de tempo, de maior ou menor importância, esta situação é típica do problema geral do controle automático.

1.2- EXCESSO DE CORREÇÃO

No exemplo da figura 02, se a válvula de vapor tivesse sido completamente aberta no tempo 2, o vapor teria sido alimentado em grande excesso comparando com a correção exata e a temperatura teria voltado ao seu valor inicial muito mais rapidamente. A curva tracejada Y mostra como um excesso de correção é aplicado ao seu valor inicial. A curva tracejada mostra que este excesso de correção faz voltar a temperatura ao seu valor inicial de um tempo T mais cedo comparado com o efeito da correção exata apenas. Assim sendo, um excesso de correção aplicado e retirado acertadamente faz voltar a variável ao seu valor desejado mais rapidamente que a correção exata somente teria feito.

A energia que foi fornecida em excesso é representada pela área hachurada em baixo da curva Y. Conclui-se que um controlador capaz de fornecer uma curva de reação parecida com a curva X é melhor do que o que produz a curva "a". Assim, a função desejável do controlador é de aplicar correções excessivas tão grandes quanto o processo permitir e reduzi-las ao seu valor exato no tempo correto. Este excesso de correção permite ao controlador recuperar parcialmente as perdas de tempo devido aos atrasos ao longo da malha de controle. Em outras palavras, os excessos de correção fornecem uma solução parcial ao problema básico do controle. Os excessos de correção não podem ser aplicados em processos de capacitâncias muito pequenas, como no caso da maioria dos problemas de controle de vazão.

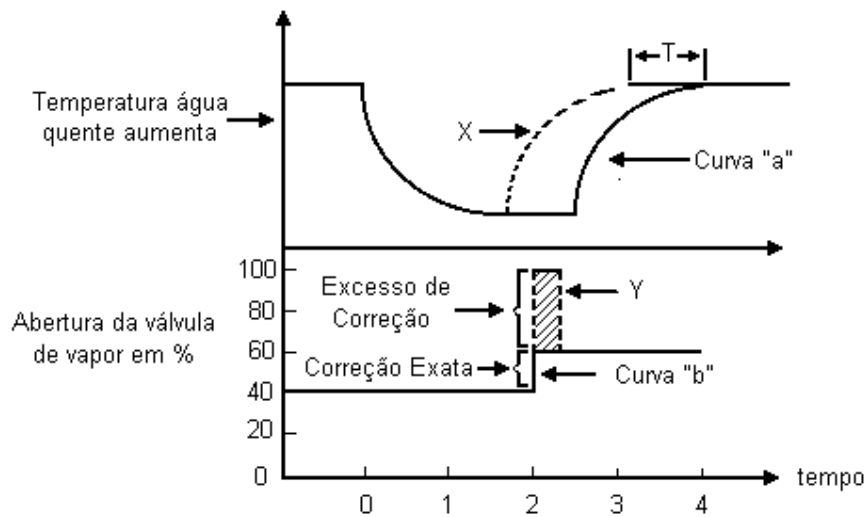


Figura 02 - Excesso de Correção

1.3- FUNÇÕES BÁSICAS DO CONTROLE

No processo controlado manualmente da figura 01, o operador mede a temperatura, compara-a com o seu valor desejado, computa o quanto deve ser aberta a válvula de vapor, e efetua esta correção na alimentação do vapor. Assim, as funções básicas efetuadas pelo operador em controle manual são:

- a) Medição
- b) Comparação
- c) Computação
- d) Correção

Estas são, então, as funções básicas do controle a serem efetuadas por qualquer sistema de controle automático para ser comparável a função do operador humano.

2- ELEMENTOS DO CONTROLE AUTOMÁTICO

Os elementos funcionais de um sistema de controle automático e seu posicionamento com relação a malha de controle fechada são mostrados na figura 03. A comparação da figura 03 com a figura 01 mostra que o controle automático efetua as mesmas funções básicas, na mesma ordem, que faz o operador humano de um processo.

A função de medição, exercida pelos elementos sensores que avaliam a variável de saída do processo e geram o sinal de medição.

A função comparação pega o sinal de medição e compara com o valor desejado, isto é feito pelo detetor de erro, que por sua vez produz um sinal quando existe um desvio entre o valor medido e o valor desejado. Este sinal produzido na saída do detetor de erro é chamado de sinal de erro.

A função computação pega o sinal de erro e calcula o sinal de correção. Este por sua vez irá direto para o elemento final de controle.

A função de correção é exercida pelo elemento final de controle na entrada do processo, de acordo com o sinal de correção.

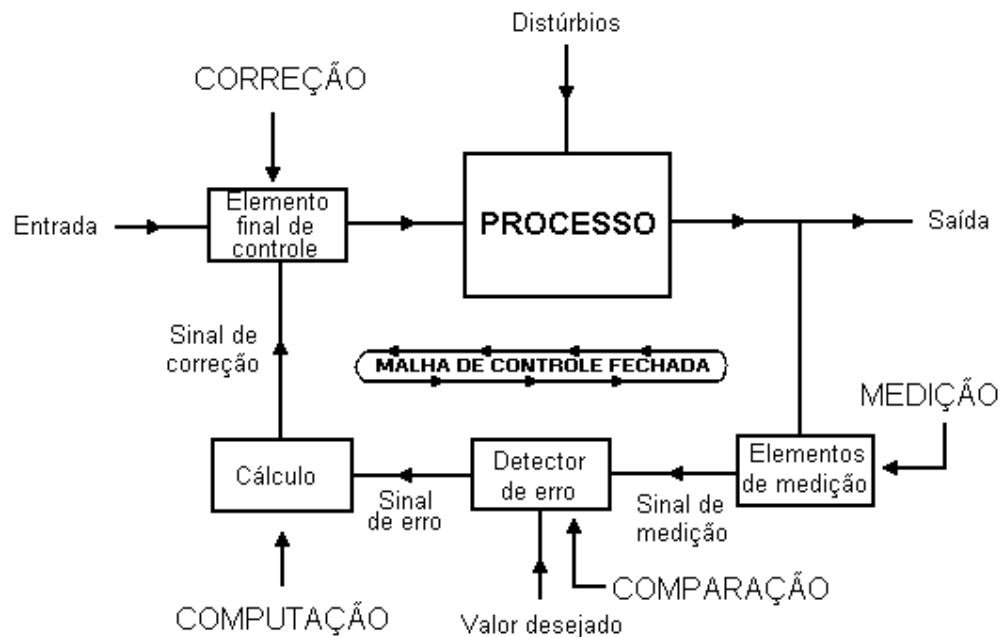


Figura 03 - Relação das quatro funções básicas de controle e dos elementos básicos de um sistema de controle automático

O sistema de controle é então um equipamento sensível ao desvio e auto-corrector. Ele toma um sinal na saída de um processo e realimenta na entrada do processo. Então, o controle em malha fechada é também comumente chamado controle a realimentação (Feedback).

3- ATRASOS DE TEMPO NO SISTEMA DE CONTROLE

Os sistemas de controle automático têm atrasos de tempo que podem influir seriamente no desempenho das malhas de controle. Os mesmos tipos de atrasos (capacitância, resistência e tempo morto), que são encontrados nos processos, também existem nos sistemas de controle e nos controladores.

3.1- ATRASOS NOS MEIOS DE MEDIÇÃO

A maior parte dos atrasos de tempo das malhas de controle ocorrem no sistema de medição. Por exemplo, o fluido do bulbo do termômetro tem uma capacitância calorífica e o próprio bulbo tem uma certa resistência à transferência de calor. Juntas elas formam um par RC com o mesmo tipo de atraso encontrado nos processos.

A inclusão de um poço aumentaria em muito o atraso de tempo do elemento primário. Sempre que possível é recomendado evitar o uso de poços ou de qualquer outro empecilho à velocidade de resposta do elemento primário

A resistência ao fluxo de fluido no tubo capilar e a capacitância volumétrica do tubo e do bourdon formam também um par RC que tem um atraso de tempo. Então, os grandes comprimentos de tubo capilar do termômetro deverão também ser evitados nos sistemas de controle. Por esta mesma razão, os meios de transmissão hidráulicos ou pneumáticos usados entre o elemento primário e o elemento receptor deverão ser o mais curto possível.

3.2- ATRASOS DO DETECTOR DE ERRO E DO AMPLIFICADOR NOS CONTROLADORES PNEUMÁTICOS

Os atrasos de tempo nos detetores de erro pneumáticos e nos amplificadores, são geralmente insignificantes. Porém, as folgas e os atritos nas articulações e nas ligações (acoplamentos), constituem um tempo morto. Estes fatores podem ser consideráveis nos controladores de má qualidade, má construção ou excessivamente gastos.

3.3- ATRASOS DE TRANSMISSÃO PNEUMÁTICA

No sistema de saída de ar, a resistência ao fluxo de ar e capacitância volumétrica da tubulação e do servo-motor a diafragma causam um atraso de tempo. Portanto, o comprimento da tubulação de saída e o volume do servo-motor deverão ser o menor possível.

3.4- ATRASOS DO ELEMENTO FINAL DE CONTROLE

A inércia, física e os atritos da haste, obturador e sede, da válvula de controle criam atrasos de tempo. Além disso, se o atrito da haste da válvula é muito grande, não há movimento da válvula durante uma mudança considerável na pressão de ar. Conseqüentemente, quando a pressão consegue vencer os atritos, a válvula "pula" a uma nova posição, isto constitui um tempo morto na válvula que tem um péssimo efeito na estabilidade da malha de controle. Então, quando a gaxeta estiver bem apertada, é necessário a utilização de posicionadores, lubrificadores adequados e uma manutenção cuidadosa da válvula.

1 - controle automático descontínuo	24
1.1 - controle descontínuo de duas posições sem histerese.....	24
1.2 - controle descontínuo de duas posições com histerese.....	25
2 –controle automático contínuo em malha aberta	27
2.1 - característica de um controlador contínuo.....	27
2.2 - controle proporcional em malha aberta	28
2.2.1 - ganho do controlador.....	29
2.2.2 - banda proporcional.....	29
2.2.3 - cálculo da saída do controlador proporcional em malha aberta.....	30
2.3 - controle proporcional + integral.....	31
2.3.1 - cálculo da saída do controlador p + i em malha aberta.....	32
2.4 - controle proporcional + derivativo.....	33
2.4.1 - cálculo da saída do controlador p + d em malha aberta.....	34

1- CONTROLE AUTOMÁTICO DESCONTÍNUO

Os sistemas de controle automático descontínuos apresentam um sinal de controle que normalmente assume apenas dois valores distintos, 0% e 100%. Eventualmente, este sinal poderá ser escalonado em outros valores. Este tipo de controle também é conhecido como controle Tudo ou Nada (ON-OFF).

Podemos dispor dos seguintes tipos de sistemas de controle descontínuos:

- de duas posições sem histerese
- de duas posições com histerese

1.1- CONTROLE DESCONTÍNUO DE DUAS POSIÇÕES SEM HISTERESE

É o tipo de controle em que a variação da variável do processo é definida apenas por um único ajuste no elemento controlador.

O sistema mostrado na figura 01, exemplifica um controle de duas posições sem histerese.

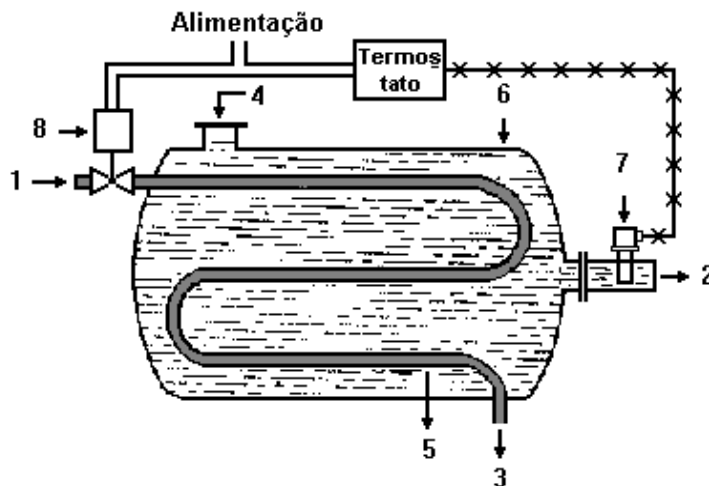


Figura 01 - Controle descontínuo de duas posições sem histerese

Considere-se o esquema da figura 01:

- 1- Entrada de vapor (variável manipulada)
- 2- Saída do líquido aquecido (variável controlada)
- 3- Saída do condensado
- 4- Entrada do líquido a ser aquecido
- 5- Serpentina de aquecimento
- 6- Reservatório aquecido a vapor (processo)
- 7- Tomada de impulso de temperatura (termopar)
- 8- Válvula com servo-motor elétrico, entre nós, mais conhecida como válvula solenóide (elemento final de controle)

O elemento controlador tem como função comparar o valor medido pelo transmissor de temperatura com o valor desejado, se houver diferença, enviar um sinal ao elemento final de controle (abrir ou fechar a válvula, por exemplo , no sentido de diminuir o erro).

Os gráficos, da figura 02, mostram o comportamento da variável controlada e do elemento final de controle.

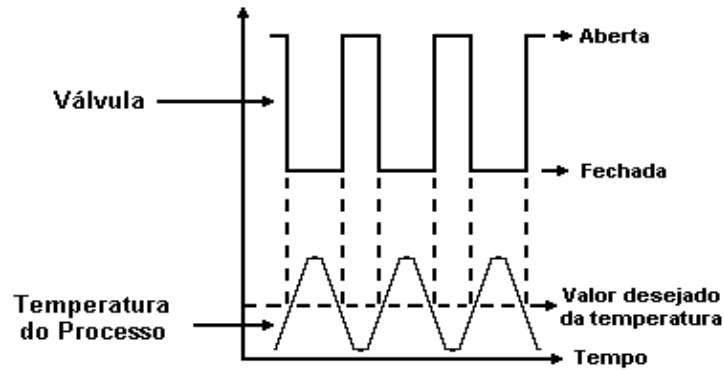


Figura 02 - Comportamento do controle descontínuo de duas posições sem histerese

1.2- CONTROLE DESCONTÍNUO DE DUAS POSIÇÕES COM HISTERESE

É o tipo de controle em que a faixa de variação da variável do processo é definida por dois ajustes, um mínimo e um máximo, no elemento controlador.

O sistema mostrado na figura 03, mostra um controle descontínuo de duas posições com histerese.

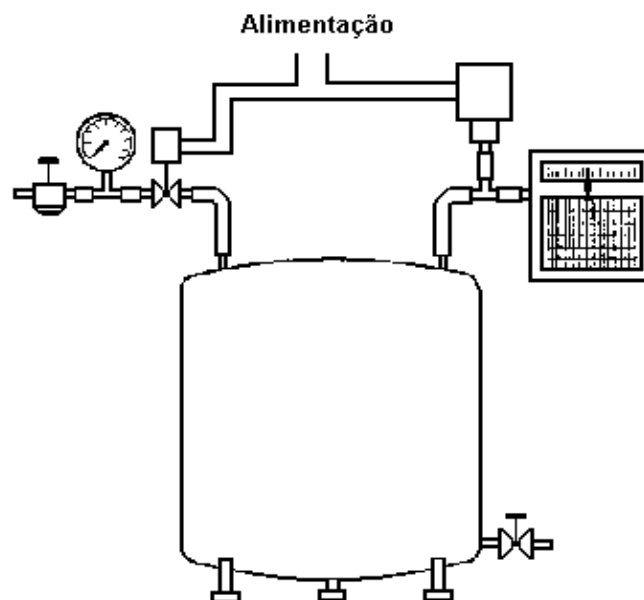


Figura 03 - Controle descontínuo de duas posições com histerese

O reservatório é alimentado com ar comprimido cuja pressão é constante e igual a $1,2 \text{ kgf/cm}^2$. A descarga contínua do reservatório pode ser modificada por meio da válvula de descarga, de modo a poder simular as variações de descarga do processo.

O elemento de controle (pressostato de pressão diferencial), controla uma válvula, colocada em série na entrada do reservatório. Um registrador, permite registrar as variações de pressão em função do tempo.

O gráfico da figura 04, mostra as variações de pressão ao longo do tempo (A) e o acionamento da válvula na mesma base de tempo (B).

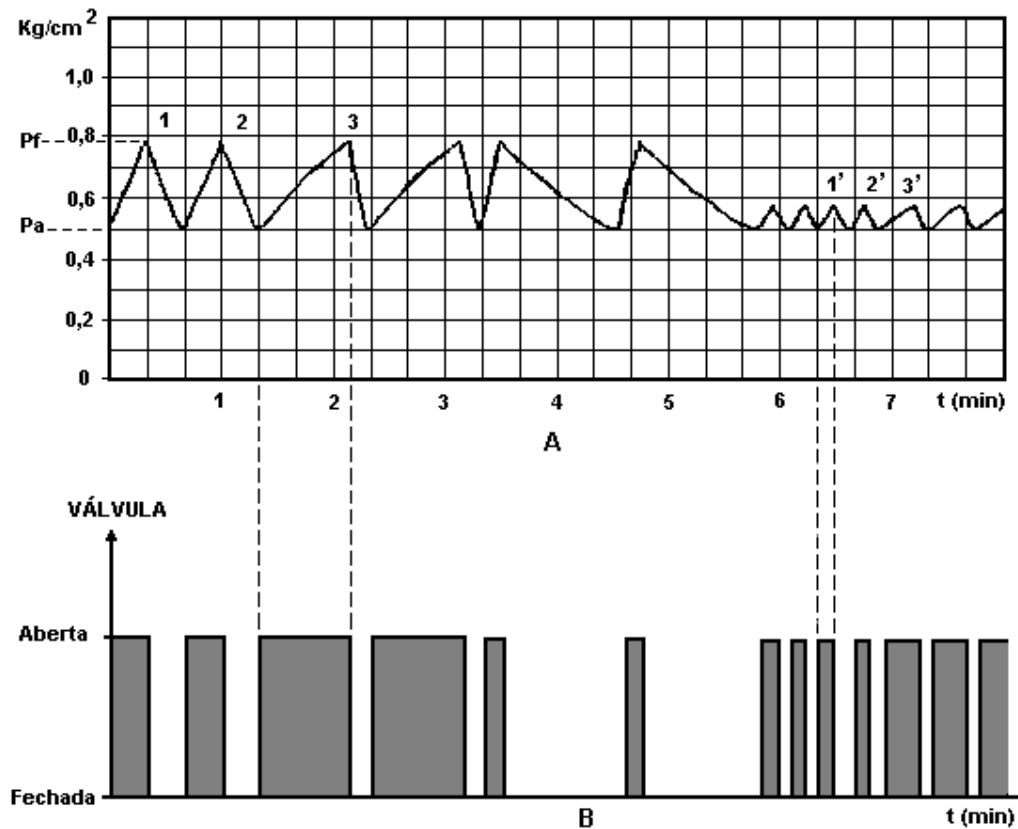


Figura 04 - Comportamento do controle descontínuo de duas posições com histerese

Analisando os gráficos A e B, nota-se que nos instantes 1, 2 e 3 (0 à 2,25 min), o pressostato acionou o fechamento da válvula quando a pressão era igual a $0,78 \text{ kgf/cm}^2$ e abertura da mesma quando a pressão era igual a $0,5 \text{ kgf/cm}^2$.

A diferença existente entre a pressão necessária para a abertura (P_a) e a pressão para fechamento (P_f) é chamada zona diferencial ou diferencial de pressão.

Observa-se também que nos instantes 1', 2' e 3' (6,3 à 7,3 min), o diferencial de pressão é de apenas $0,08 \text{ kgf/cm}^2$.

O diferencial ($P_f - P_a$), representa a zona dentro da qual o elemento controlador, no caso o pressostato, não intervém.

2- CONTROLE AUTOMÁTICO CONTÍNUO EM MALHA ABERTA

O sistema de controle automático contínuo tem como característica, um controlador cuja saída varia continuamente, isto é, pode assumir qualquer valor compreendido entre os limites máximo e mínimo.

Naturalmente os controladores e os elementos finais de controle de um controle contínuo diferem dos de um controle descontínuo. Nos sistemas de controle descontínuo, a variável controlada varia em torno do valor desejado, com oscilações cujas amplitude e frequência dependem das características do processo e do próprio sistema de controle. Nos sistemas de controle contínuo, a variável controlada não oscila, mas se mantém constante no set-point.

A figura 05 mostra um sistema de controle contínuo:

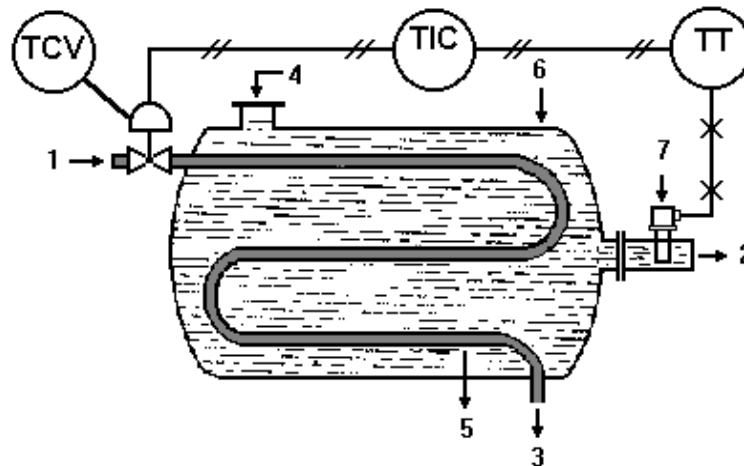


Figura 05 - Sistema de controle contínuo

- 1- Entrada de vapor (variável manipulada)
- 2- Saída do líquido aquecido (variável controlada)
- 3- Saída do condensado
- 4- Entrada do líquido a ser aquecido
- 5- Serpentina de aquecimento
- 6- Reservatório aquecido mediante vapor
- 7- Tomada de impulso (bulbo termométrico)

2.1- CARACTERÍSTICA DE UM CONTROLADOR CONTÍNUO

Basicamente um controlador contínuo é composto por um conjunto de blocos conforme mostra a figura 06.

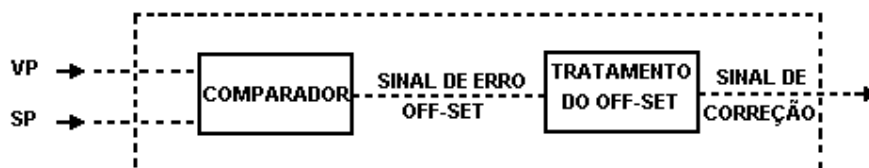


Figura 06 - Controlador contínuo em blocos

onde:

COMPARADOR = Tem como função gerar um sinal de erro proporcional a diferença instantânea entre a variável e o set-point.

TRATAMENTO DO OFF-SET = Tem como função processar o sinal de erro (off-set) gerando um sinal de correção.

Dependendo da forma como o sinal de erro (off-set) é processado, podemos dispor de um sistema de controle contínuo subdividido em:

- Controle Proporcional
- Controle Proporcional + Integral
- Controle Proporcional + Derivativo
- Controle Proporcional + Integral + Derivativo

Nesta TE estudaremos apenas as ações P, PI e PD em malha aberta. Na próxima TE estudaremos estas ações mais a PID em malha fechada.

2.2- CONTROLE PROPORCIONAL EM MALHA ABERTA

O modo de controle proporcional pode ser considerado como uma evolução do modo de controle de duas posições.

A saída de um controlador proporcional pode assumir qualquer valor desde que compreendido entre os limites de saída máxima e mínima, em função do erro (off-set) verificado.

A ação proporcional apresenta uma relação matemática proporcional entre o sinal de saída do controlador e o erro (off-set), ou seja, a ação proporcional também pode ser definida da seguinte maneira: **a amplitude de correção é proporcional a amplitude do desvio**. Portanto, para cada valor de erro, temos um único valor de saída em correspondência. A figura 07 nos dá um idéia melhor do comportamento da ação proporcional em malha aberta.

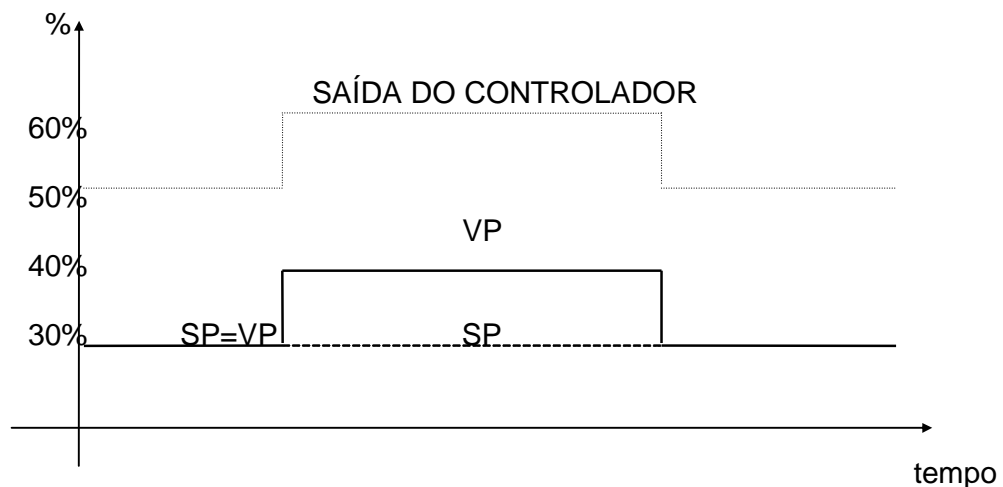


Figura 07 - Comportamento da ação proporcional em malha aberta
2.2.1 - GANHO DO CONTROLADOR

É definido como a constante de proporcionalidade entre o erro (diferença entre o set-point e a variável do processo) e o sinal de saída do controlador.

2.2.2- BANDA PROPORCIONAL

É definida como a faixa de erro, responsável pela variação de 0 à 100% do sinal de saída do controlador, ou também podemos definir como sendo o quanto (%) deve variar o off-set (erro), para se ter uma variação total (100%) da saída.

Existe uma relação entre a banda proporcional e o ganho de um controlador, que é a seguinte:

$$BP = \frac{100}{G}$$

O gráfico da figura 08, mostra a característica da banda proporcional em um controlador pneumático, onde Pe é a pressão de entrada do controlador e Ps é a pressão de saída, por exemplo:

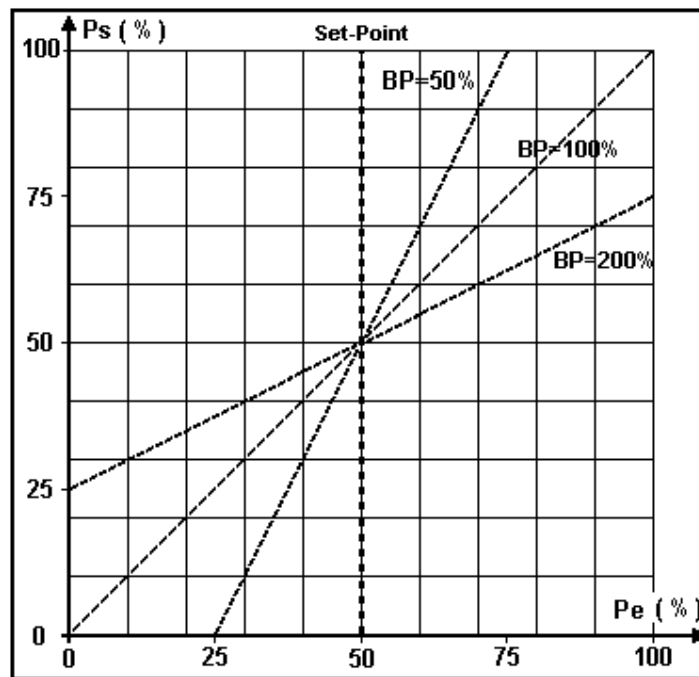


Figura 08 - Característica da banda proporcional

Observe que se a banda proporcional é inferior a 100%, (no caso 50%), para se obter uma variação total da saída, não é necessário que o off-set varie 100% (no caso 50% já é suficiente). Se a banda proporcional é superior a 100% (no caso 200%), a saída teoricamente nunca irá variar totalmente, mesmo que o off-set varie toda a faixa (100%).

Caso o valor do erro ultrapasse a faixa da banda proporcional, o sinal de saída saturará em 0% ou 100%, dependendo do sinal de erro.

O valor de P_s é normalmente escolhido em 50% da faixa de saída, pois desta forma o controlador terá condição de corrigir erros tanto acima como abaixo do set-point.

2.2.3- CÁLCULO DA SAÍDA DO CONTROLADOR PROPORCIONAL EM MALHA ABERTA

Matematicamente, pode-se expressar a ação proporcional, como:

$$S = P_o \pm (G \cdot E)$$

onde:

S = Sinal de saída do controlador, quando existe erro.

P_o = Polarização do controlador, isto é, sinal de saída para erro nulo.

$+$ = Utilizado quando o controlador for de ação direta .

$-$ = Utilizado quando o controlador for de ação reversa.

G = Ganho, isto é, constante de proporcionalidade entre o erro e o sinal de saída

E = Erro, diferença entre a variável controlada e o set-point ($E = VP - SP$).

A seguir mostraremos um exemplo do cálculo de saída de um controlador proporcional em malha aberta:

Supondo que a faixa de medição de um PIC seja de 0 à 10 Kgf/cm², e a pressão de entrada do mesmo seja 5 Kgf/cm² ($VP = SP$), e a saída se encontra em 50%. Num dado momento, a pressão de entrada aumenta para 6 Kgf/cm² (60% da faixa), o que acontecerá com a saída do controlador, sabendo-se que o mesmo possui uma banda proporcional de 125% e a sua ação é direta ?

$$S = P_o \pm (G \cdot E)$$

$$G = \frac{100}{BP} = \frac{100}{125} = 0,8 \qquad E = VP - SP = 60\% - 50\% = 10$$

$$S = 50 + (0,8 \cdot 10) = 50 + 8 = 58 \%$$

Resposta: A saída do controlador irá para 58%.

2.3- CONTROLE PROPORCIONAL + INTEGRAL

Os controladores com ação integral (Controle com Reset) são considerados de ação dinâmica pois a saída dos mesmos é uma função do tempo da variável de entrada.

A saída de um controlador com ação integral é proporcional à integral do erro ao longo do tempo de integração, ou seja, **a velocidade da correção no sinal de saída é proporcional a amplitude do desvio**. Enquanto houver erro, a saída estará aumentando ao longo do tempo.

A figura 09, mostra a variação do sinal de saída de um controlador proporcional + integral em função do tempo, supondo que seja dado um degrau no set-point.

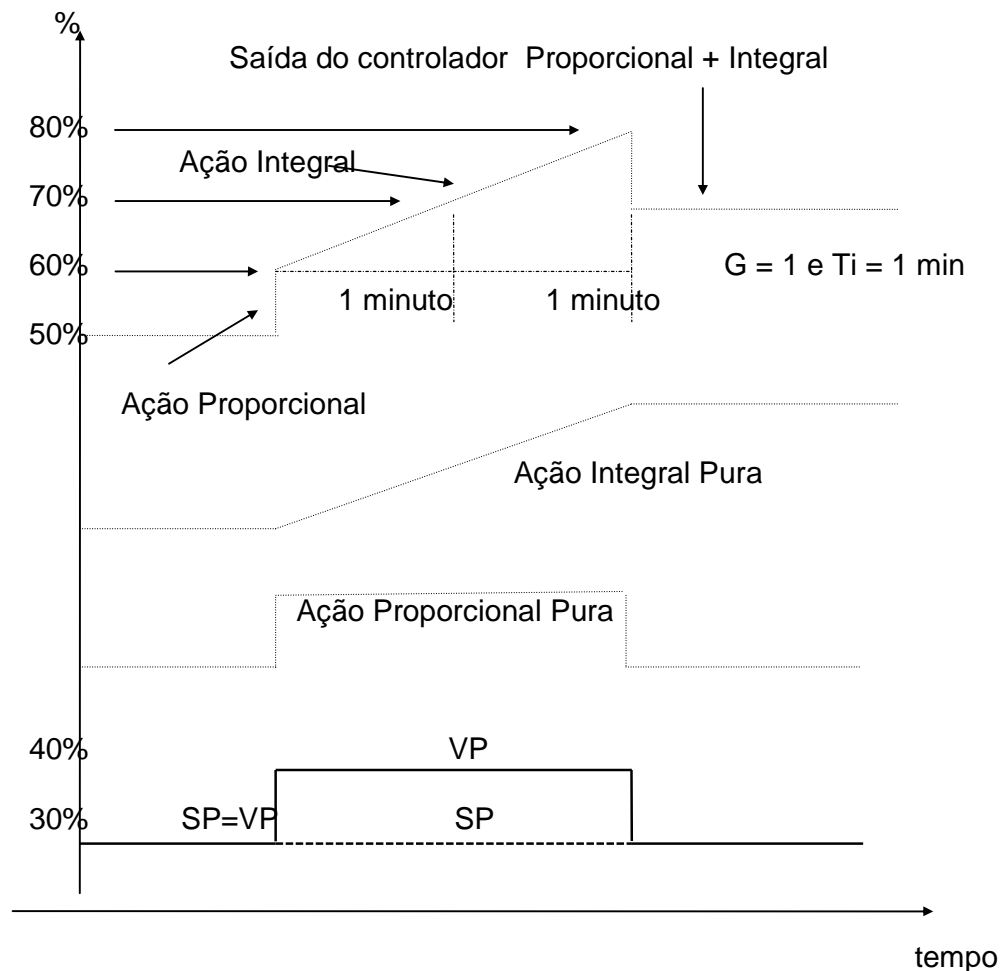


Figura 09 - Ação Proporcional + Ação Integral em malha aberta

Observe que a saída do controlador (linha pontilhada), aumenta instantaneamente, no momento em que acontece um degrau na entrada do controlador e depois vai aumentando, com velocidade constante, enquanto dura o degrau imposto na entrada do controlador. Esta variação inicial, acontece devido a ação proporcional e a variação em forma de rampa é provocada pela ação integral.

Costumeiramente também se diz que a **ação integral repete a correção da ação proporcional** ao longo do tempo, ou seja, supondo que a ação integral esteja ajustada para 1 minuto, observe na figura 09 que a cada minuto a saída aumenta 10%, que é exatamente a correção da ação proporcional.

A ação integral pode ser expressa de duas maneiras: em Minutos por Repetição (MPR) ou Repetições por Minuto (RPM).

A relação matemática entre as duas pode ser definida da seguinte forma:

$$\text{MPR} = \frac{1}{\text{RPM}}$$

2.3.1- CÁLCULO DA SAÍDA DO CONTROLADOR P + I EM MALHA ABERTA

A saída de um controlador proporcional + integral em malha aberta é definida matematicamente por:

$$S = P_o \pm [(G \cdot E) + (G \cdot E \cdot \text{RPM} \cdot t)]$$

onde:

S = Sinal de saída do controlador, quando existe erro.

P_o = Polarização do controlador, isto é, sinal de saída para erro nulo.

+ = Utilizado quando o controlador for de ação direta .

- = Utilizado quando o controlador for de ação reversa.

G = Ganho, isto é, constante de proporcionalidade entre o erro e o sinal de saída.

E = Erro, diferença entre a variável controlada e o set-point (E = VP - SP).

RPM = Ajuste da ação integral em Repetições por Minuto.

t = Tempo transcorrido entre o instante do degrau de entrada e o momento de análise da saída.

A seguir mostraremos um exemplo do cálculo de saída de um controlador proporcional + integral em malha aberta:

Supondo um TIC com range de entrada de 100°C a 200°C. A variável do processo está sendo simulada no valor de 140°C sendo que o set-point também se encontra no mesmo valor, e sua saída em 50%. Num determinado instante o set-point é alterado para 150°C. Qual o valor da saída do TIC, após decorrido 1 minuto, sabendo que o mesmo é de ação reversa e que suas ações estão ajustadas com os seguintes valores: BP = 80% e Integral = 1,2 RPM ?

$$S = P_o \pm [(G \cdot E) + (G \cdot E \cdot \text{RPM} \cdot t)]$$

$$G = \frac{100}{\text{BP}} = \frac{100}{80} = 1,25 \quad E = \text{VP} - \text{SP} = 40\% - 50\% = -10\%$$

$$S = 50 - [(1,25 \cdot -10) + (1,25 \cdot -10 \cdot 1,2 \cdot 1)]$$

$$S = 50 - [(-12,5) + (-15)] = 50 - [-27,5] = 50 + 27,5 = 77,5\%$$

Resposta: A saída do controlador após 1 minuto será de 77,5 %.

2.4- CONTROLE PROPORCIONAL + DERIVATIVO

Nos controladores de ação derivativa (também chamado de ação antecipatória), a saída do controlador é proporcional a velocidade de variação do erro na entrada.

A saída de um controlador com a ação derivativa pode ser definida como: **a amplitude de correção é proporcional a velocidade do desvio**, ou seja, a ação derivativa só irá atuar quando houver um velocidade de reação na variável do processo.

Como estamos analisando as ações em malha aberta, e devido ao comportamento da ação derivativa, simularemos um desvio para testar a ação derivativa em forma de rampa, pois se simularmos um degrau a saída do controlador daria um pulso, e em função disto não teríamos como medir este valor.

A figura 10, mostra a variação do sinal de saída de um controlador proporcional + derivativo, em função do tempo, supondo que seja dado um degrau no set-point.

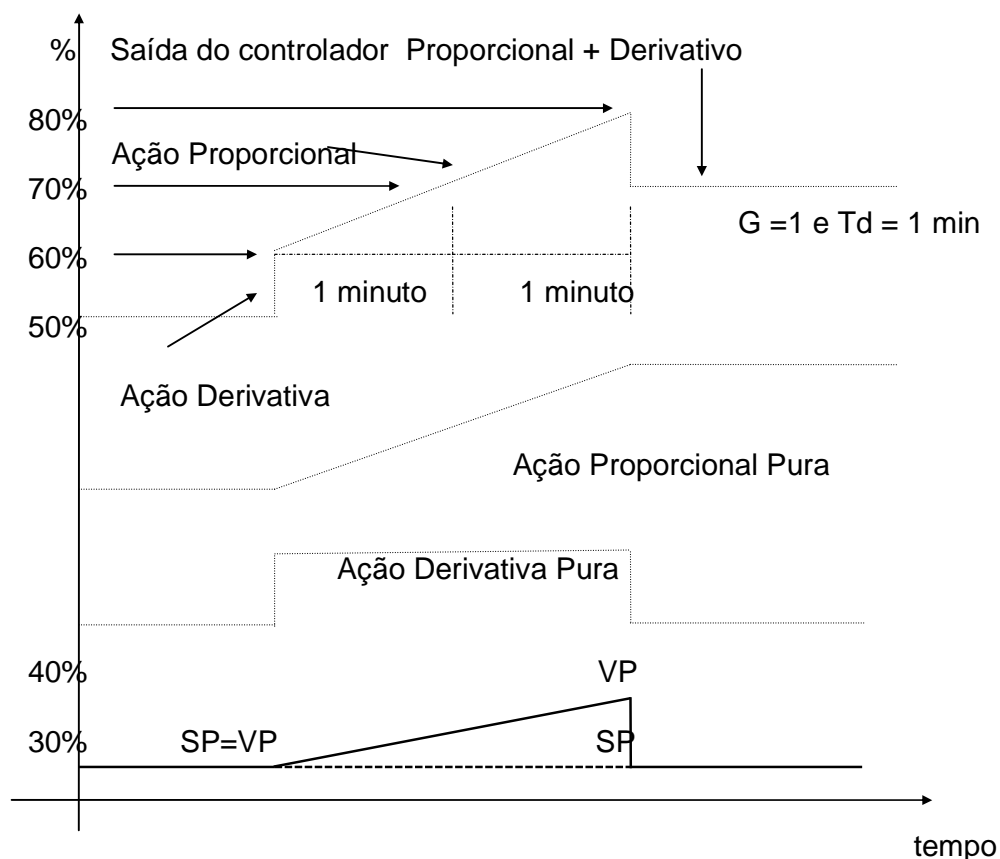


Figura 10 - Ação Proporcional + Ação Derivativa em malha aberta

Observe que no instante em que a entrada começa a variar, a saída sofre um incremento de 10% e em seguida aumenta com a mesma velocidade de variação da entrada.

O aumento rápido inicial é devido a ação derivativa, enquanto o aumento gradual que se segue é devido a ação proporcional.

Analisando o gráfico, observamos que, a ação derivativa antecipou a correção da ação proporcional, ou seja, supondo que a ação derivativa tenha sido ajustada para 1 minuto, ela aumentou o sinal de saída instantaneamente em 10%. Este valor é o quanto a ação proporcional vai aumentar a saída após 1 minuto.

A ação derivativa também pode ser denominada de Pré-Act.

2.4.1 - CÁLCULO DE SAÍDA DO CONTROLADOR P + D EM MALHA ABERTA

A saída de um controlador proporcional + derivativa em malha aberta é definida matematicamente por:

$$S = P_o \pm [(G \cdot E) + (G \cdot T_d \cdot V_d)]$$

onde:

S = Sinal de saída do controlador, quando existe erro.

P_o = Polarização do controlador, isto é, sinal de saída para erro nulo.

+ = Utilizado quando o controlador for de ação direta .

- = Utilizado quando o controlador for de ação reversa.

G = Ganho (constante de proporcionalidade entre o erro e o sinal de saída).

E = Erro, diferença entre a variável controlada e o set-point ou (E = T_{dd} . V_d).

T_{dd} = Tempo de duração do desvio.

T_d = Ajuste da ação derivativa em minutos

V_d = Velocidade do desvio em %/minuto.

A seguir mostraremos um exemplo do cálculo de saída de um controlador proporcional + derivativo em malha aberta:

Supondo um TIC com range de entrada de 0°C a 500°C. A variável do processo está sendo simulada no valor de 250°C sendo que o set-point também se encontra no mesmo valor, e sua saída em 50%. Num determinado instante a variável do processo começa a cair 100°C/minuto. Qual o valor da saída do TIC, após decorrido 2 minutos, sabendo que o mesmo é de ação reversa e que suas ações estão ajustadas com os seguintes valores: BP = 200% e T_d = 1,5 min. ?

$$S = P_o \pm [(G \cdot E) + (G \cdot T_d \cdot V_d)]$$

$$G = \frac{100}{BP} = \frac{100}{200} = 0,5 \quad E = T_{dd} \cdot V_d = 2 \text{ min} \cdot -20 \text{ \%/min} = -40\%$$

$$S = 50 - [(0,5 \cdot -40) + (0,5 \cdot 1,5 \cdot -20)]$$

$$S = 50 - [(-20) + (-15)] = 50 - [-35] = 50 + 35 = 85\%$$

Resposta: A saída do controlador será de 85% após 2 minutos.

1 - CONTROLE AUTOMÁTICO CONTINUO EM MALHA FECHADA.....	38
1.1 - AÇÃO PROPORCIONAL	38
1.2 - AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL	40
1.3 - AÇÃO PROPORCIONAL + DERIVATIVA.....	41
1.4 - AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL + DERIVATIVA.....	43
2 - CRITÉRIOS DE QUALIDADE DE CONTROLE	44
2.1 - CRITÉRIO DA TAXA DE AMORTECIMENTO OU ÁREA MÍNIMA ...	44
2.2 - CRITÉRIO DE DISTÚRBO MÍNIMO.....	44
2.3 - CRITÉRIO DA AMPLITUDE MÍNIMA	45
3 - MÉTODOS DE SINTONIA DE UM CONTROLADOR	45
3.1 - MÉTODO DA TENTATIVA SISTEMÁTICA	46
3.1.1 - Ajustes de Controladores P.....	46
3.1.2 - Ajustes de Controladores PI.....	47
3.1.3 - Ajustes de Controladores PD.....	48
3.1.4. Ajustes de Controladores PID	49
3.2 - MÉTODO DA SENSIBILIDADE LIMITE	50
3.2 - MÉTODO DA CURVA DE REAÇÃO.....	51
3.4 - MÉTODO DA APROXIMAÇÃO SUCESSIVA.....	53
3.4.1 - Processos Estáveis.....	53
3.4.1.1 - Ajuste da Ação Proporcional	53
3.4.1.2 - Ajuste da Ação Derivativa.....	55
3.4.1.3 - Ajuste da Ação Integral.....	57
3.4.2 - Processos Instáveis	59
3.4.2.1 - Ajuste da Ação Proporcional	59
3.4.2.2 - Ajuste da Ação Derivativa.....	60
3.4.2.3 - Ajuste da Ação Integral.....	60
3.5 - MÉTODO DE SINTONIA ATRAVÉS DA IDENTIFICAÇÃO DA ESTRUTURA DO CONTROLADOR E DA IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO.....	61
3.5.1 - Estrutura Interna dos Controladores	61
3.5.1.1 - Controlador P.....	61
3.5.1.2 - Controlador PI - Série	62
3.5.1.3 - Controlador PI - Paralelo	63
3.5.1.4 - Controlador PD - Série	63
3.5.1.5 - Controlador PD - Paralelo.....	64
3.5.1.6 - Controlador PID - Série	65
3.5.1.6.1 - Controlador PID - Série - Derivativa no Erro.65	
3.5.1.6.2 - Controlador PID - Série - Derivativa na VP..65	
3.5.1.7 - Controlador PID - Paralelo.....	66
3.5.1.7.1 - Controlador PID-Paralelo-Derivativa no Erro..66	
3.5.1.7.2 - Controlador PID-Paralelo-Derivativa na VP....67	
3.5.1.8 - Controlador PID - Misto	67
3.5.1.8.1 - Controlador PID - Misto - Derivativa no Erro.67	

3.5.1.8.2 - Controlador PID - Misto - Derivativa na VP68

3.6 - IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS ESTÁVEIS (AUTO-REGULÁVEIS)

.....	68
3.6.1 - Sistema de 1ª Ordem com Tempo Morto	68
3.6.2 - Sistema de Enésima Ordem	69
3.6.2.1 - Método de Broída	70
3.6.2.1.1 - Generalidades.....	70
3.6.1.2.2 - Cálculo de θ	70
3.6.1.2.3 - Cálculo de τ	70
3.7 - IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS INSTÁVEIS.....	71
3.7.1 - Sistema Instável sem Tempo Morto	71
3.7.2 - Sistema Instável de Enésima Ordem	71
3.7.2.1 - Método Prático de Identificação.....	72
3.7.2.1.1 - Modo de Execução	72
3.7.2.1.1 - Cálculo de K.....	72
3.8 - MÉTODO DE PARAMETRIZAÇÃO A PARTIR DA IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO.	73
3.8.1 - Processos Estáveis.....	73
3.8.2 - Processos Instáveis	75
3.9 - AUTO-SINTONIA.....	78

1 - CONTROLE AUTOMÁTICO CONTINUO EM MALHA FECHADA

1.1 - AÇÃO PROPORCIONAL

A característica da ação proporcional é de acelerar a resposta da variável do processo, após uma seqüência de variações da própria variável ou mudança do set-point.

O estudo da ação proporcional sobre um processo em malha fechada mostra que a correção da ação proporcional deixa sempre um off-set ou seja, não elimina totalmente o erro como mostra a figura 01.

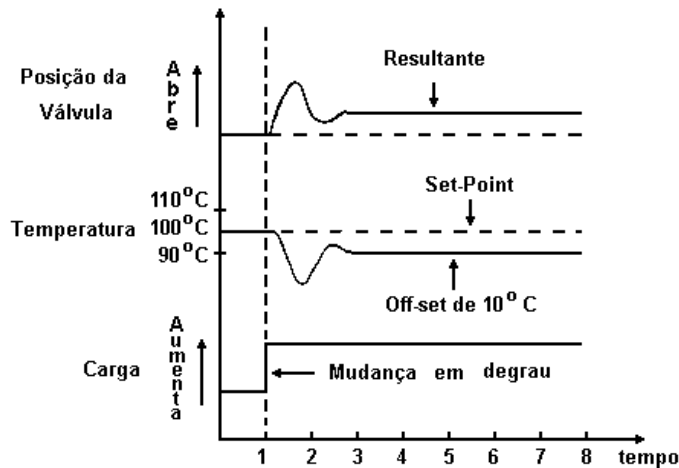


Figura 01 - Característica do off-set na ação proporcional

A seguir mostraremos um exemplo numérico para demonstrar o off-set.

Considere um reservatório onde entram água quente e água fria. A temperatura da água que sai é regulada por um TRC (Registrador Controlador de Temperatura) que age sobre a entrada de água fria, conforme mostra a figura 02.

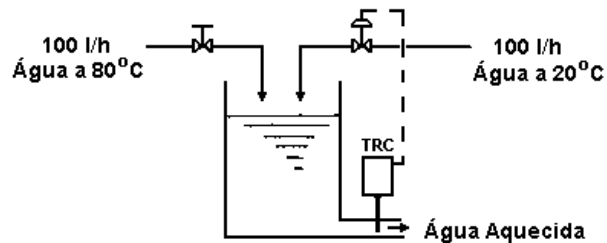


Figura 02 - Exemplo de Controle Proporcional

Na situação de equilíbrio indicada pela figura 02, a temperatura resultante da mistura das duas águas, será:

$$\frac{(80 \cdot 100) + (20 \cdot 100)}{100 + 100} = \frac{8000 + 2000}{200} = 50^{\circ}\text{C}$$

Vamos supor que seja feito um ajuste da banda proporcional para que cada 1°C de erro o TRC, corrija a vazão da água fria em 5 l/h.

Desenvolvendo o raciocínio anterior, temos: se, por exemplo, a temperatura cair para 45°C , por uma razão qualquer, o TRC mandará um sinal corrigido para a válvula e essa mudará a vazão para $100 \text{ l/h} + (-5^{\circ}\text{C} \cdot 5 \text{ l/h}) = 100 - 25 = 75 \text{ l/h}$.

A nova temperatura do processo será:

$$\frac{(80 \cdot 100) + (20 \cdot 75)}{100 + 75} = \frac{8000 + 1500}{175} = 54^{\circ}\text{C}$$

Novamente existe diferença entre a temperatura desejada e a medida, mas dessa vez apenas de 4°C , então a vazão será mudada para: $100 \text{ l/h} + (4^{\circ}\text{C} \cdot 5 \text{ l/h}) = 100 + 20 = 120 \text{ l/h}$, determinando assim uma nova temperatura de equilíbrio:

$$\frac{(80 \cdot 100) + (20 \cdot 120)}{100 + 120} = \frac{8000 + 2400}{220} = 47^{\circ}\text{C}$$

Como se vê, o TRC, através de seu controle, está diminuindo, aos poucos a diferença de temperatura, e a curva resultante será como se representa na figura 03.

Usando-se ainda do mesmo exemplo, pode-se também mostrar o efeito do off-set.



Figura 03 - Off-set

Imagine, agora, que a temperatura da linha de água quente passou de 80°C para 90°C . A nova temperatura de regime será:

$$\frac{(100 \cdot 90) + (100 \cdot 20)}{100 + 100} = \frac{11000}{200} = 55^{\circ}\text{C}$$

O regulador TRC agirá sobre a válvula na linha de água fria, de maneira a admitir mais 25 l/h, considerando que a faixa proporcional ainda é 5 l/h para cada 1°C.

Então, a nova vazão de água fria será 125 l/h e a nova temperatura:

$$\frac{(100 \cdot 90) + (125 \cdot 20)}{100 + 125} = \frac{11500}{225} = 51^{\circ}\text{C}$$

A diferença agora será de 1°C, apenas; logo, a válvula será atuada pelo TRC, de maneira que passem só 100 l/h + (1°C · 5 l/h) = 105 l/h, o que dará uma nova temperatura de equilíbrio de:

$$\frac{(100 \cdot 90) + (105 \cdot 20)}{100 + 105} = \frac{11100}{205} = 54^{\circ}\text{C}$$

Verifica-se, portanto, que, por mais tentativas que o TRC faça para que a temperatura se estabilize em 50°C, não o consegue. O que se obtém, então, é uma aproximação, que o é off-set, pois o equilíbrio possível de se estabelecer automaticamente, com o fator de correção de 5 l/h para cada 1°C de variação do set-point, será numa temperatura de 52,5°C de saída da água.

1.2 - AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL

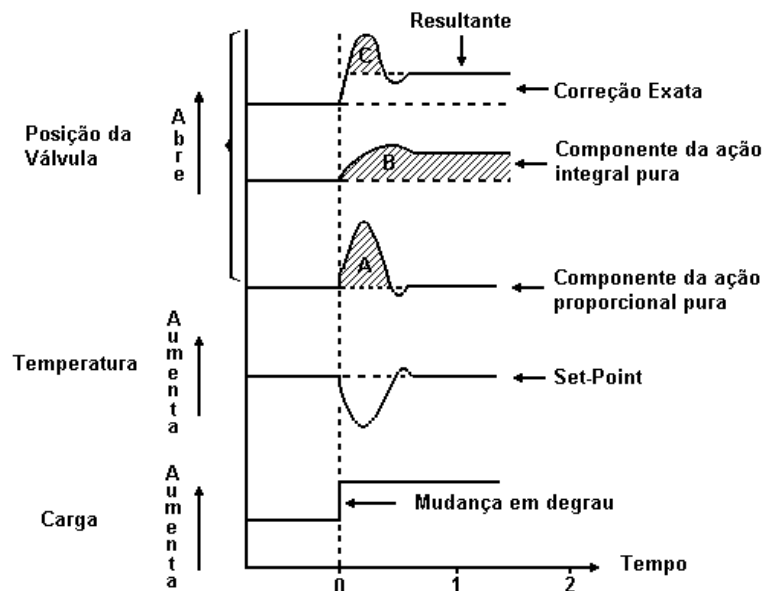


Figura 04 - Ação Proporcional + Integral

Como já foi dito, a ação integral pura tem a grande vantagem de continuar a corrigir a posição da válvula até que não exista mais desvio. Então, adicionando-se a ação integral pura na ação proporcional, a indesejável característica do off-set da ação proporcional poderá ser superada. A ação

proporcional mais ação integral combinada, pode ser chamada de reajuste automático, reposição ou simplesmente reposição (reset). A melhor maneira de explicar a operação de ações combinadas de controle é esquematizar separadamente os componentes do movimento da válvula devido a cada ação e observar como cada uma contribui para a posição resultante da válvula. A figura 04 mostra uma análise dos componentes da válvula em controle real do processo.

Ao tempo zero ocorre um aumento em degrau da carga. Devido a ação proporcional, uma grande ação corretiva é imposta a válvula quando a temperatura desvia do set-point e logo em seguida é retirada completamente tendo em vista o retorno da temperatura (variável controlada) ao set-point. Mas deve ser notada que a correção final exata é devido unicamente ao componente da ação integral pura. A área hachurada "A", sob a curva do componente proporcional, representa a energia fornecida pela ação proporcional. A área "B" representa a energia fornecida pela ação integral pura. A área "C", mostrada sob a curva da resultante, representa o excesso de correção, que é a correção em excesso da correção exata, que foi aplicada e retirada pela ação proporcional.

Os fatos de primeira importância relacionados com a ação proporcional mais integral é que tornou-se possível um controle sem off-set para todas as condições de carga, mas a ação integral pura não contribui para a estabilidade da malha de controle.

1.3 - AÇÃO PROPORCIONAL + DERIVATIVA

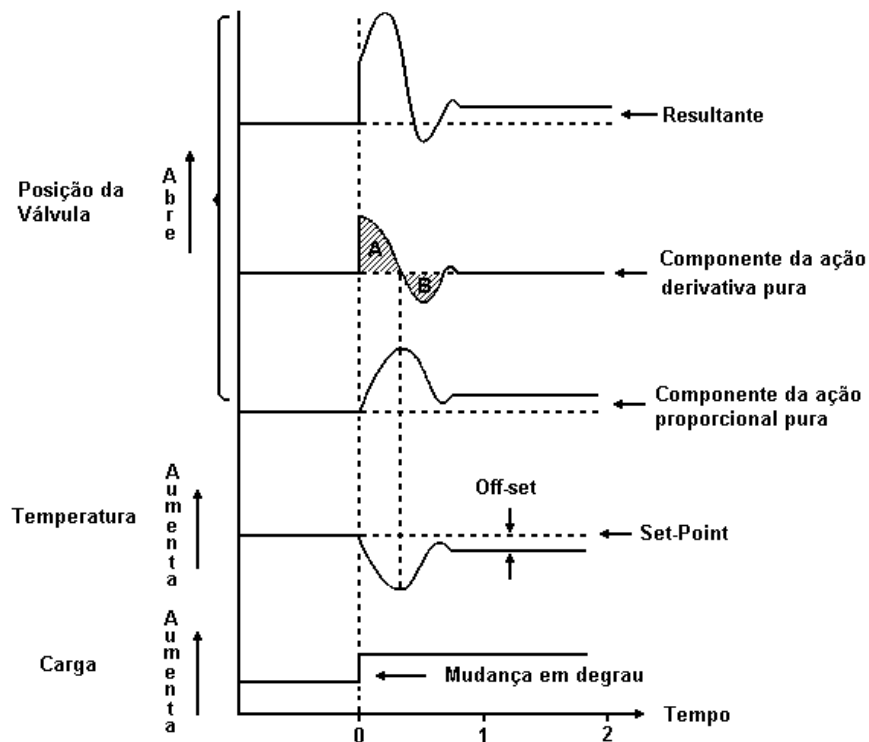


Figura 05 - Ação Proporcional + Derivativa

Nesta ação existe uma relação contínua e linear entre a velocidade de deslocamento da variável controlada e a posição do elemento final do controle. Em outras palavras, a quantidade de movimento da válvula é proporcional a velocidade a qual muda a temperatura. Quanto maior a velocidade do desvio, maior a amplitude da correção. Novamente a melhor maneira de explicar os detalhes da ação proporcional mais derivativa é esquematizar os componentes do movimento da válvula separadamente como mostra a figura 05.

Nota-se que a quantidade de correção da ação derivativa é proporcional a inclinação da curva variável controlada. Quando a variável muda o mais rapidamente, ao tempo zero, a correção é maior devido a ação derivativa. Quando a variável passa pelo máximo desvio no tempo 0,4 min, sua velocidade de variação é zero, portanto, o componente da ação derivativa é zero. Quando a variável afasta-se do set-point, a ação derivativa fornece energia apresentada pela área "A " para opor-se a mudança. Quando a variável aproxima-se do set-point, a ação derivativa retira a energia representada pela área "B " para opor-se a esta mudança. A ação derivativa possui então uma grande característica de estabilidade no controle, isto é, seu efeito estabilizante sobre o controle é enorme. Nota-se, porém, que depois que a variável se estabiliza, tempo 0,8 min, apenas a correção da ação proporcional permanece. Portanto, a ação derivativa não tem efeito direto no off-set.

Os fatores de primeira importância relacionados com a ação derivativa é que, opondo-se a todas as variações, tem um grande efeito estabilizante no controle, mas ela não elimina a característica indesejável do off-set da ação proporcional.

1.4 - AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL + DERIVATIVA

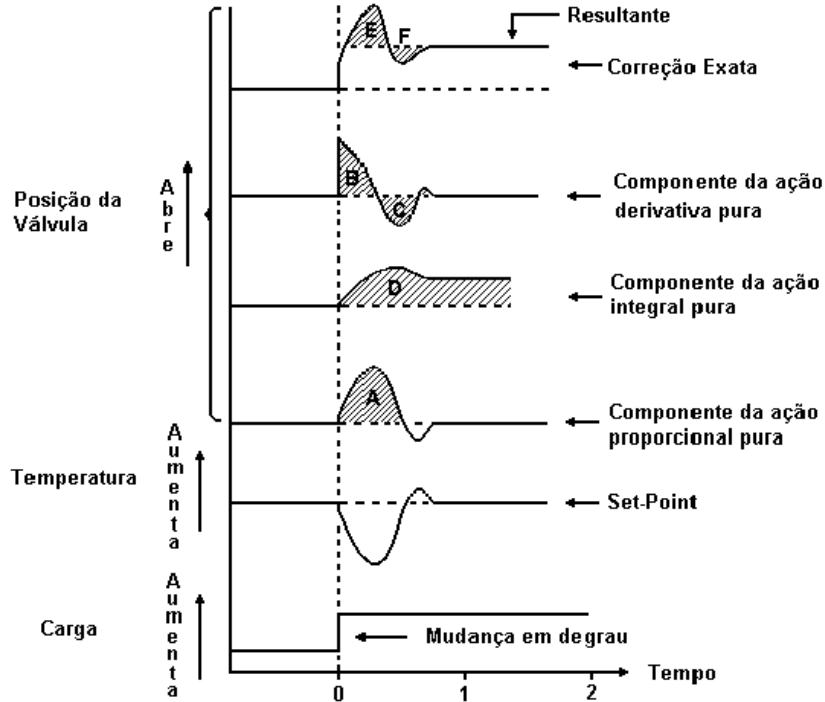


Figura 06 - Ação Proporcional + Integral + Derivativa

Os três modos de controle anteriormente descritos, podem ser combinados em um instrumento de controle para obter todas as suas vantagens. A figura 06 mostra separadamente os componentes do movimento da válvula produzidos por cada ação depois de uma mudança de carga em degrau ao tempo zero.

Como podemos ver o componente da ação proporcional corrige a posição da válvula de uma quantidade proporcional ao desvio e produz assim um aumento temporário de energia de entrada representada pela área "A".

O componente da ação integral pura corrige a posição da válvula a uma velocidade proporcional ao desvio e produz assim um aumento permanente de energia de entrada representada pela área "D".

O componente da ação derivativa corrige a posição da válvula de uma quantidade proporcional a velocidade de variação da variável controlada. A correção derivativa, forneceu primeiramente a energia representada pela área "B", e a seguir, retirou a energia representada pela área "C".

A curva resultante da posição da válvula mostra que primeiramente um excesso de correção foi aplicado para opor-se ao afastamento da variável do valor desejado. Este excesso de entrada de energia é representado pela área "E". Logo depois uma correção inferior a que seria necessária é aplicada e a variável volta ao valor desejado. Essa segunda correção é representada pela área "F". Nota-se que, finalmente, nem a ação proporcional nem a ação derivativa permaneceram com qualquer correção na posição final da válvula; apenas a ação integral produz esta correção que satisfaz exatamente a nova condição de carga.

2 - CRITÉRIOS DE QUALIDADE DE CONTROLE

O que é um bom controle? Existem três critérios para se analisar a qualidade de desempenho de um controlador. A escolha de um critério depende do processo em análise. O que é o melhor desempenho para um processo pode não ser para outro. Veremos nos próximos parágrafos qual o critério a usar em casos determinados. Todos estes critérios referem-se a forma e a duração da curva de reação depois de um distúrbio.

2.1 - CRITÉRIO DA TAXA DE AMORTECIMENTO OU ÁREA MÍNIMA

De acordo com este critério, a área envolvida pela curva de recuperação deverá ser mínima, ver figura 07. Quando esta área é mínima, o desvio correlaciona a menor amplitude com o menor tempo. Foi mostrado que esta área é mínima quando a relação de amplitude entre dois picos sucessivos é 0,25. Isto é, cada onda será um quarto da precedente. Este critério é o mais usado de qualidade de controle ou estabilidade. Ele se aplica especialmente aos processos onde a duração do desvio é tão importante quanto a amplitude do mesmo. Por exemplo, em determinado processo, qualquer desvio além de uma faixa estreita pode ocasionar um produto fora de especificação. Neste caso, o melhor controle será aquele que permite os afastamentos desta faixa pelo tempo mínimo.

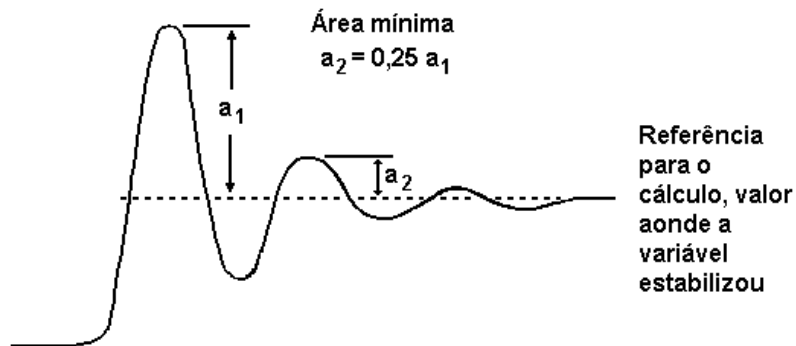


Figura 07 - Curva de reação do critério da área mínima

2.2 - CRITÉRIO DE DISTÚRBO MÍNIMO

De acordo com este critério, as ações de controle deverão criar o mínimo de distúrbio à alimentação do agente de controle e a saída do processo. Isto requer geralmente curvas de recuperação não cíclicas similares a curva da figura 08. Este critério aplica-se a malhas de controle onde as ações corretivas constituem distúrbios aos processos associados. Por exemplo, correções repentinas ou cíclicas a uma válvula de controle de vapor pode desarranjar a alimentação de vapor e causar sérios distúrbios a outros processos alimentados pela mesma linha. Do mesmo modo, toda vez que se tenha uma condição onde a saída de um processo é a entrada de outro, as

variações repentinas ou cíclicas de saída do primeiro processo pode ser uma mudança de carga intolerável para o segundo.

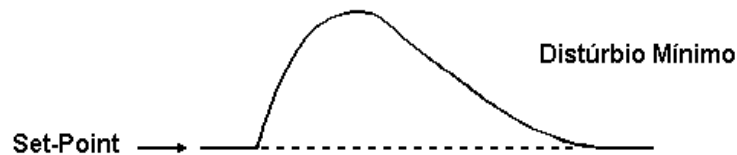


Figura 08 - Curva de reação do critério de distúrbio mínimo

2.3 - CRITÉRIO DA AMPLITUDE MÍNIMA

De acordo com este critério, a amplitude do desvio deverá ser mínima. A figura 09 mostra a curva. Este critério aplica-se especialmente aos processos onde o equipamento ou o produto podem ser danificados por desvios excessivos, mesmo sendo de pouca duração.

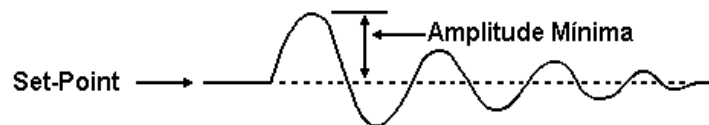


Figura 09 - Curva de reação do critério de amplitude mínima.

Aqui, a amplitude do desvio é mais importante que sua duração. Por exemplo, na fundição de determinadas ligas metálicas, especialmente as de alumínio, uma ultrapassagem mesmo temporária de temperatura pode queimar o metal e reduzir consideravelmente sua qualidade. Um outro processo desta espécie é o da nitração do tolueno na fabricação de TNT (explosivo). Aqui, se tolerasse que as temperaturas se afastassem de 5^oF do set-point, uma grande reação exotérmica ocorreria, capaz da destruição total do equipamento da fábrica.

Para tais processos, as ações de controle devem ser escolhidas e ajustadas de maneira a produzir os desvios de menor amplitude.

3 - MÉTODOS DE SINTONIA DE UM CONTROLADOR

A fim de se conhecer e comparar os efeitos dos ajustes experimentais, deverão ser feitos distúrbios uniformes e repetitivos no processo. Isto é feito da melhor forma, fazendo-se pequenas variações no set-point. Durante este tempo, todas as outras mudanças no processo deverão ser evitadas, para que não produzam resultados falsos. As mudanças de set-point devem ser feitas como seguem:

- a) Para cima e para baixo do set-point normal.
- b) De maneira suficiente para provocar um distúrbio considerável, porém não de maneira excessiva que possa avariar o produto, danificar o processo ou criar distúrbios intoleráveis aos processos associados.
- c) Exatamente da mesma quantidade de cada vez.
- d) Toda vez que for feito um ajuste no controlador deve-se provocar um novo desvio no set-point.

Deverá ser deixado um tempo suficiente depois de cada mudança de maneira a observar o efeito completo do último ajuste. Nos processos de reação muito lenta, isto pode levar até 2 ou 3 horas.

Descreve-se a seguir alguns métodos de sintonia para cada tipo de ação de controle.

3.1 - MÉTODO DA TENTATIVA SISTEMÁTICA

Este método de ajuste requer que o controlador e o processo estejam completamente instalados e operando em sua maneira normal.

3.1.1 - AJUSTES DE CONTROLADORES PROPORCIONAL

1º Passo - Coloque o ganho do controlador no valor mínimo ou a banda proporcional no valor máximo.

2º Passo - Aumentar o ganho ou diminuir a banda proporcional, até obter a estabilidade desejada, ou seja uma taxa de amortecimento de 0,25, como mostra a figura 10.

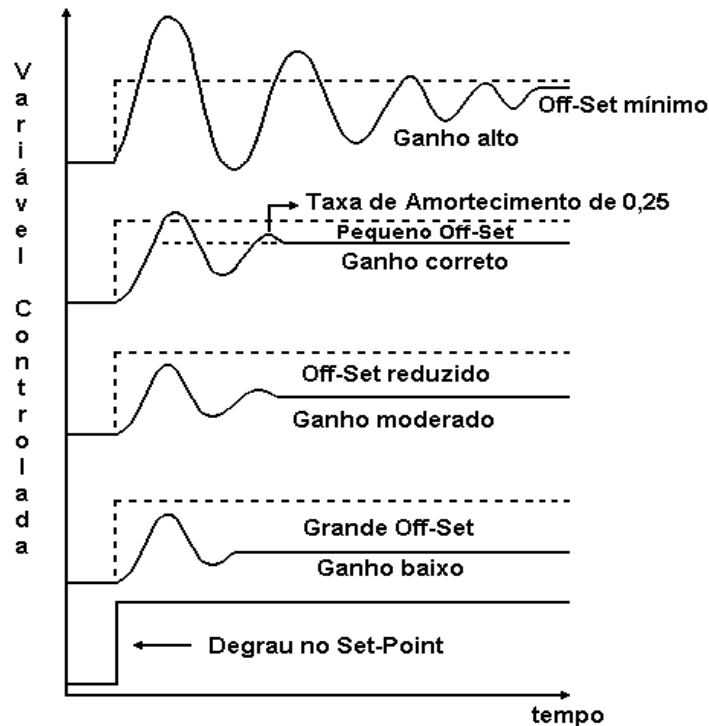


Figura 10 - Ajuste da ação proporcional

3.1.2 - AJUSTES DE CONTROLADORES PROPORCIONAL + INTEGRAL

- 1º Passo - Com velocidade de reajuste em zero ou no seu valor mais baixo ($RPM \cong 0$) ou o tempo da ação integral no seu valor mais alto ($T_i = \text{máx}$), repita os passos do item 3.1.1.
- 2º Passo - Deixe a ação proporcional no valor em que foi ajustada no 1º passo. Comece a aumentar a velocidade de reajuste ou diminuir o tempo de ação integral até que o comportamento cíclico comece a aumentar. Reduzir levemente a velocidade de reajuste ou aumentar levemente o tempo da ação integral até obter as curvas desejadas conforme mostra a figura 11.

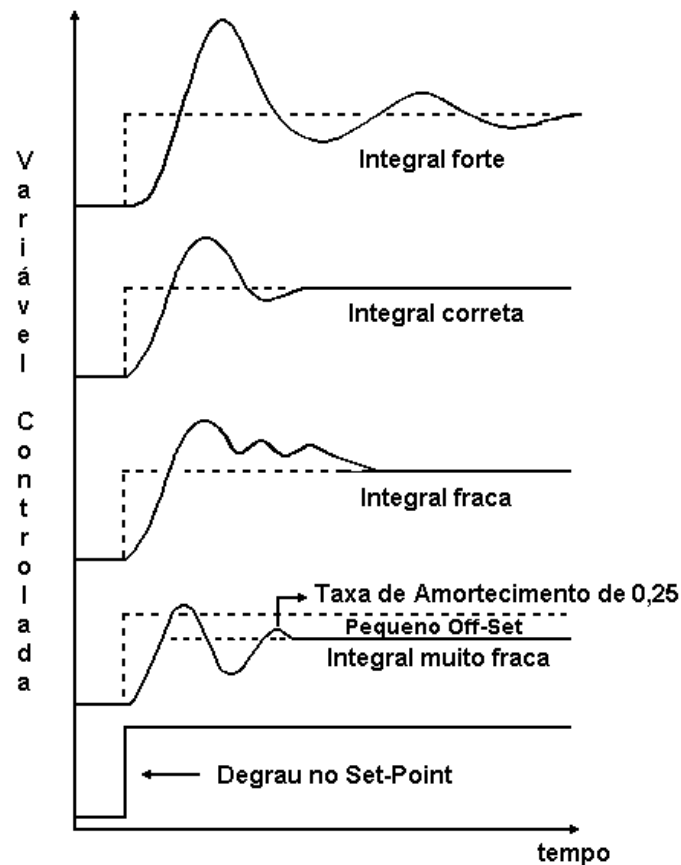


Figura 11 - Ajustes das ações proporcional + integral

3.1.3 - AJUSTES DE CONTROLADORES PROPORCIONAL + DERIVATIVO

- 1º Passo - Com o tempo derivativo em zero, repita os passos do item 3.1.1.
- 2º Passo - Deixe a ação proporcional no valor em que foi ajustada no 1º passo. Comece a aumentar o tempo da ação derivativa aos poucos até que o comportamento cíclico comece a aumentar. A seguir diminuir levemente o tempo da ação derivativa, como mostra a figura 12. Em alguns casos existe a necessidade de se fazer um pequeno ajuste na ação proporcional, para diminuir a sensibilidade do controlador.

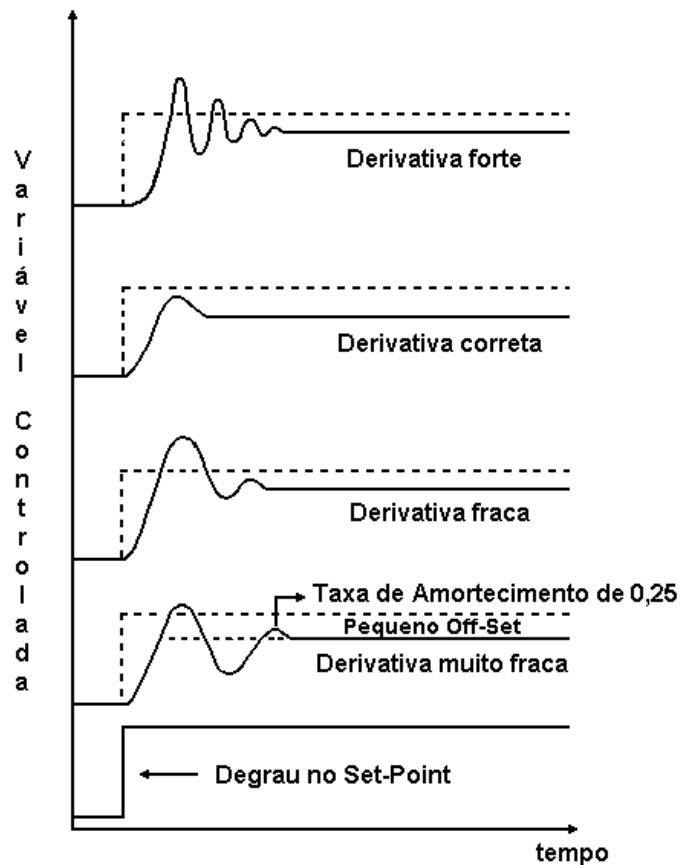


Figura 12 - Ajustes das ações proporcional + derivativa

3.1.4 - AJUSTES DE CONTROLADORES PROPORCIONAL + INTEGRAL + DERIVATIVO

- 1º Passo - Com a velocidade de reajuste em zero ou no seu valor mais baixo ($RPM \cong 0$) ou o tempo da ação integral no seu valor mais alto ($T_i = \text{máx}$) e o tempo da ação derivativa em zero, repita os passos do item 3.1.1.
- 2º Passo - Deixe a ação proporcional no valor em que foi ajustada no 1º passo. Não mexa na ação integral e repita o 2º passo do item 3.1.3. Em alguns casos existe a necessidade de se fazer um pequeno ajuste na ação proporcional.
- 3º Passo - Deixe a ação proporcional e ação derivativa nos valores que foram ajustadas anteriormente. Repita o 2º passo do item 3.1.2. , até eliminar o off-set.

3.2 - MÉTODO DA SENSIBILIDADE LIMITE

Um meio mais exato de análise pelo uso de malha de controle fechada auto-excitada é o “método da sensibilidade limite” desenvolvido por Ziegler e Nichols. Este método permite o cálculo dos três ajustes a partir dos dados obtidos em um teste simples das características da malha de controle. Com os ajustes I e D no seu valor mínimo de atuação, a faixa proporcional é diminuída ou o ganho é aumentado enquanto se cria pequenas mudanças no set-point, até que o processo comece a apresentar uma ciclagem contínua conforme a figura 13. Esta faixa proporcional ou ganho ajustado é chamado de limite. O período de ciclagem P_u nesta faixa proporcional limite (PBU) deve ser anotado. Os ajustes do controlador que irão produzir uma taxa de amortecimento de aproximadamente 0,25, são calculadas como segue:

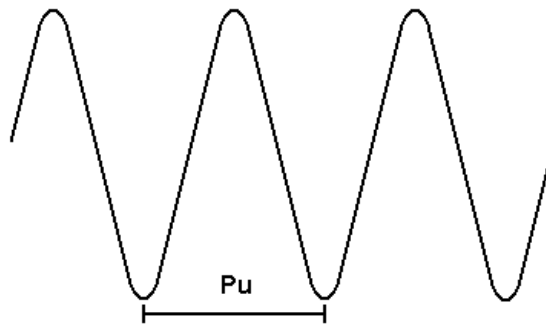


Figura 13 - Método da sensibilidade limite

- a) Controladores P
Faixa Proporcional (%) = 2 . P_{Bu}
- b) Controladores PI
Faixa Proporcional (%) = 2,2 P_{Bu}
Velocidade de reajuste (RPM) = $\frac{1,2}{P_u}$
Reset (min) = $\frac{P_u}{1,2}$
- c) Controladores PID
Faixa Proporcional (%) = 1,6 P_{Bu}
Velocidade de reajuste (RPM) = $\frac{2,0}{P_u}$
Reset (min) = $\frac{P_u}{2,0}$
Tempo derivativo (min) = $\frac{P_u}{8}$

Exemplo: P_{Bu} = 40% P_u = 6 min

- Cálculos para um controlador PID

Faixa proporcional = 1,6 . 40 = 64%
Velocidade de Reajuste = $\frac{2}{6} = 0,33$ RPM ou
Tempo integral = $\frac{6}{2} = 3,0$ min
Tempo derivativo = $\frac{6}{8} = 0,75$ min

3.3 - MÉTODO DA CURVA DE REAÇÃO

O procedimento geral do método da curva de reação para os ajustes de um controlador é de abrir a malha de controle ou seja passar o controlador para manual e criar uma mudança pequena e repentina na entrada do processo (pequena mudança na posição da válvula de controle). A partir da forma da curva de reação resultante são obtidas duas características deste processo, das quais poderão ser deduzidos os ajustes por simples equações, a figura 14 mostra a curva típica resultante desta mudança na entrada do processo. A controlabilidade da malha pode ser analisada com uma precisão razoável a partir de duas características de sua curva de reação: a velocidade de reação R e o atraso de tempo L.

A figura 14 mostra como estes dois fatores são obtidos na curva de reação. Traça-se a tangente à curva no ponto de inflexão (mudança de sentido do traçado) como ilustrado, sendo R a inclinação desta tangente.

R = $\frac{\% \text{ da mudança da variável}}{T = \text{tempo (min)}}$ L = atraso de tempo (min)

O segundo fator, o atraso de tempo L , é o tempo em minutos entre a mudança em degrau e o ponto onde a tangente cruza o valor inicial da variável controlada. Os cálculos são como segue:

a) Controladores P
 Faixa proporcional (%) = $\frac{100 \cdot RL}{\Delta V}$

onde:

ΔV = porcentagem da variação da posição do elemento final de controle usada para produzir a curva de reação (abertura da válvula).

b) Controladores PI
 Faixa proporcional (%) = $\frac{110 \cdot RL}{\Delta V}$
 Velocidade de reajuste (RPM) = $\frac{0,3}{L}$
 Reset (min) = $\frac{L}{0,3}$

c) Controladores PID
 Faixa Proporcional (%) = $\frac{83 \cdot RL}{\Delta V}$
 Velocidade de reajuste (RPM) = $\frac{0,5}{L}$
 Reset (min) = $\frac{L}{0,5}$
 Tempo derivativo (min) = $0,5 \cdot L$

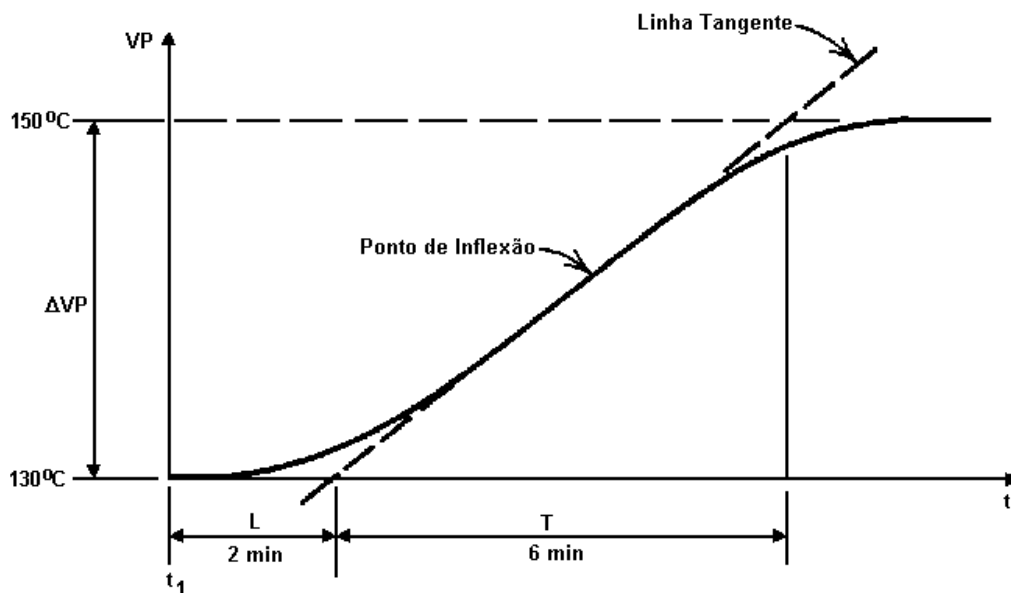


Figura 14 - Método da curva de reação.

Exemplo:

Suponhamos que no processo da figura 14, depois de manter manualmente a temperatura em 130^o C, a saída do controlador que está em manual, é alterada de 20% para 30%. O valor ΔV que é a variação percentual de posição da válvula é de 10% do curso total. A tangente no ponto de inflexão cruza a temperatura inicial de 130^oC no tempo de 2 minutos. Então o atraso de tempo L é de 2 minutos. A velocidade de reação R é a inclinação da tangente. A temperatura subiu 20^oC, ou seja 20% do span (100^oC à 200^oC) em 6 min.

Assim:

$$R = \frac{20}{6 \text{ min}} = 3,33 \% / \text{min}$$

A partir das equações, os ajustes corretos para um controlador PID seria:

$$\text{Faixa proporcional} = \frac{83 \cdot 3,33 \cdot 2}{10} = 55,27 \%$$

$$\text{Tempo derivativo} = 0,5 \cdot 2 = 1 \text{ min}$$

$$\text{Velocidade de reajuste} = \frac{0,5}{2} = 0,25 \text{ RPM} \quad \text{ou}$$

$$\text{Tempo integral} = \frac{L}{0,5} = \frac{2}{0,5} = 4 \text{ min}$$

O método da sensibilidade limite e as equações acima foram obtidas empiricamente das características de muitas malhas de controle industrial. Certos controles possuem características que tornam estas equações inaplicáveis. Certos processos não toleram condições de oscilações mesmo durante os testes. Os ajustes são válidos apenas nas condições de carga e de set-point que existiam quando as curvas de reação foram feitas. Assim, as curvas devem ser levantadas nas condições de carga e de set-point mais instáveis do processo. Em muitos processos é difícil evitar os demais distúrbios durante um tempo suficiente para obter curvas representativas de mudança de set-point unicamente.

3.4 - MÉTODO DA APROXIMAÇÃO SUCESSIVA

3.4.1 - Processos Estáveis

3.4.1.1 - Ajuste da Ação Proporcional

- a) Passe o controlador para manual e estabilize o processo.
- b) Ajuste o controlador da seguinte forma:
 - Banda proporcional no valor mais alto.
 - A integral no valor mínimo (T_i no máximo)
 - Anule a derivativa ($T_d = 0$)

- c) Provoque uma mudança na válvula de controle manualmente (ΔV) e espere o processo estabilizar, meça a variação da variável do processo ($\Delta V P$) correspondente a esta variação da válvula. Depois execute o cálculo para achar o valor aproximado da ação proporcional.

$$BP \% = \frac{\Delta V P \%}{\Delta V \%} \cdot 100$$

- d) Ajuste a ação proporcional e passe o controlador para automático.
e) Provoque uma variação no set-point $\Delta S P$ (5% à 10%).
f) Após a estabilização do processo, passe o controlador para manual.
g) Observe no registrador a curva de resposta da variável do processo. Se a curva de resposta se aproximou da curva mostrada na figura 15, a ação proporcional está fraca. Aumente o ganho ou diminua a banda proporcional.

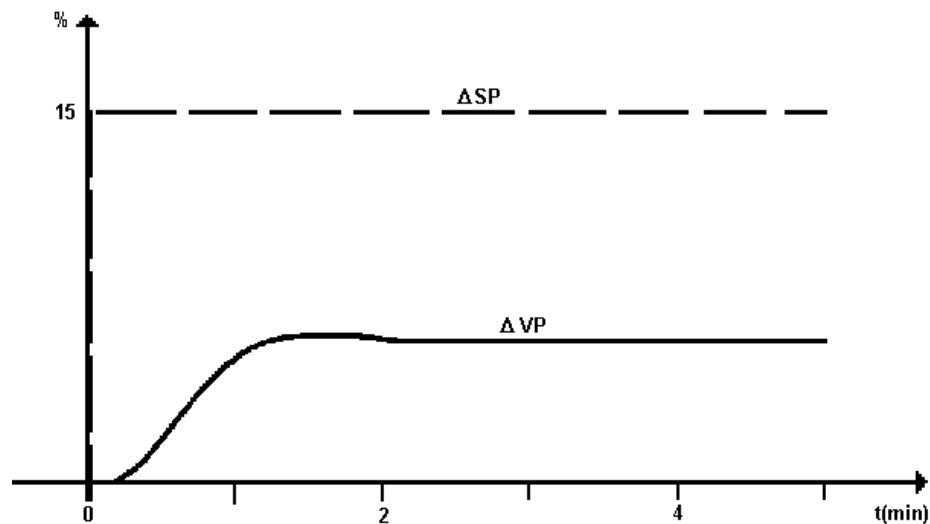


Figura 15 - Curva de resposta para a ação proporcional fraca

Se a curva de resposta se aproximou da curva mostrada na figura 16, a ação proporcional está forte. Diminua o ganho ou aumente a banda proporcional.

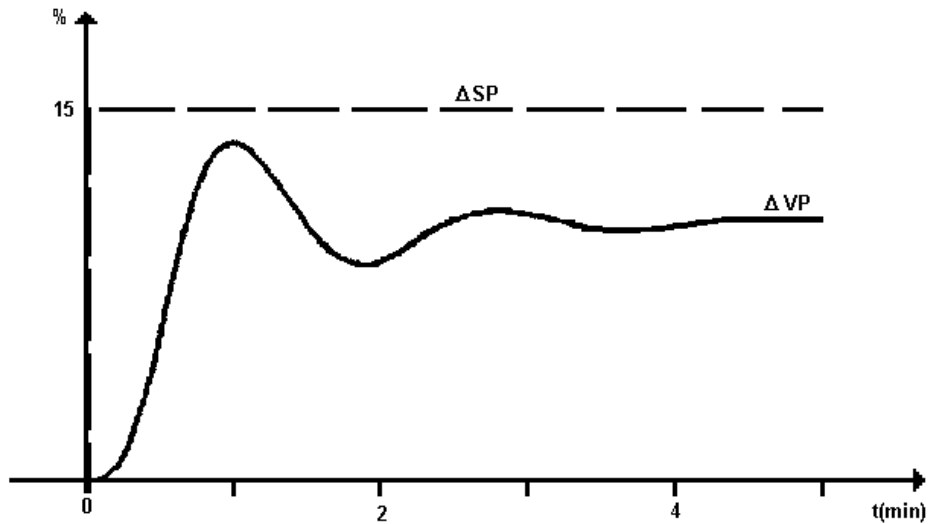


Figura 16 - Curva de resposta para a ação proporcional forte.

- h) Após feito o novo ajuste na ação proporcional, estabilize o processo manualmente e passe o controlador para automático.
- i) Repita estes passos até que o processo apresente uma curva de resposta de acordo com a figura 17. Então passe para o ajuste da ação derivativa.

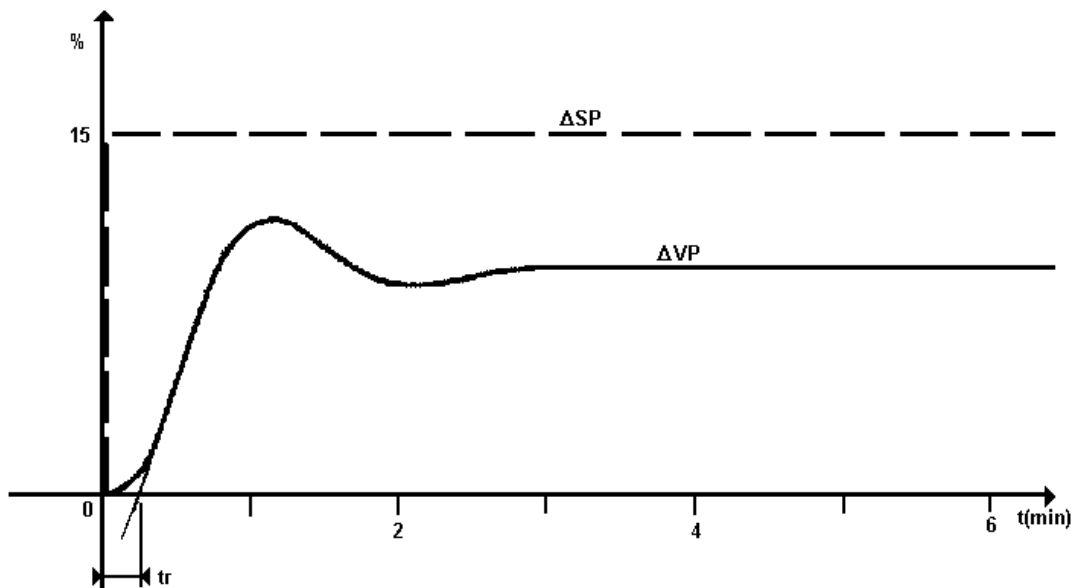


Figura 17 - Curva de resposta para a ação proporcional correta.

3.4.1.2 - Ajuste da Ação Derivativa

- Passa o controlador para manual e estabilize o processo.
- Mantenha o mesmo valor da ação proporcional obtido anteriormente e deixe a ação integral no valor mínimo (T_i no máximo).

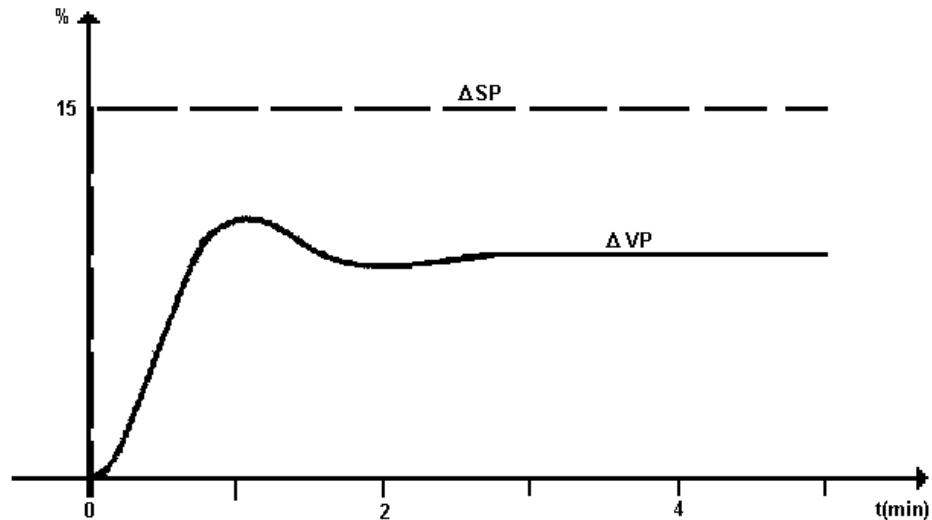


Figura 18 - Curva de resposta da ação derivativa fraca.

- Ajuste a ação derivativa para um valor pequeno (poucos segundos). Podemos obter um valor aproximado de T_d se analisarmos a curva de resposta da ação proporcional analisando o tempo morto (t_r) obtido no gráfico. Após a análise do tempo morto calcule o T_d de acordo com a fórmula abaixo:

$$T_d = \frac{t_r}{3}$$

- Ajuste a ação derivativa e passe o controlador para automático.
- Provoque uma variação no set-point ΔSP (5% à 10%).
- Após a estabilização do processo, passe o controlador para manual.
- Observe no registrador a curva de resposta da variável do processo. Se a curva de resposta se aproximou da curva mostrada na figura 18, a ação derivativa está fraca. Aumente T_d .
- Se a curva de resposta se aproximou da curva mostrada na figura 19, a ação derivativa está forte. Diminua T_d .

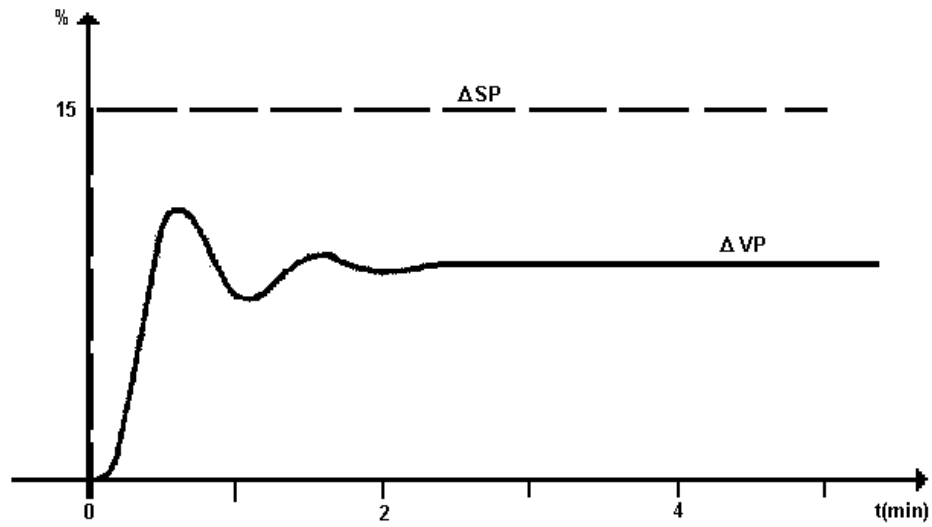


Figura 19 - Curva de resposta da ação derivativa forte.

- i) Após feito o novo ajuste na ação derivativa, estabilize o processo manualmente e passe o controlador para automático.
- j) Repita estes passos até que o processo apresente uma curva de resposta de acordo com a figura 20. Então passe para o ajuste da ação integral.

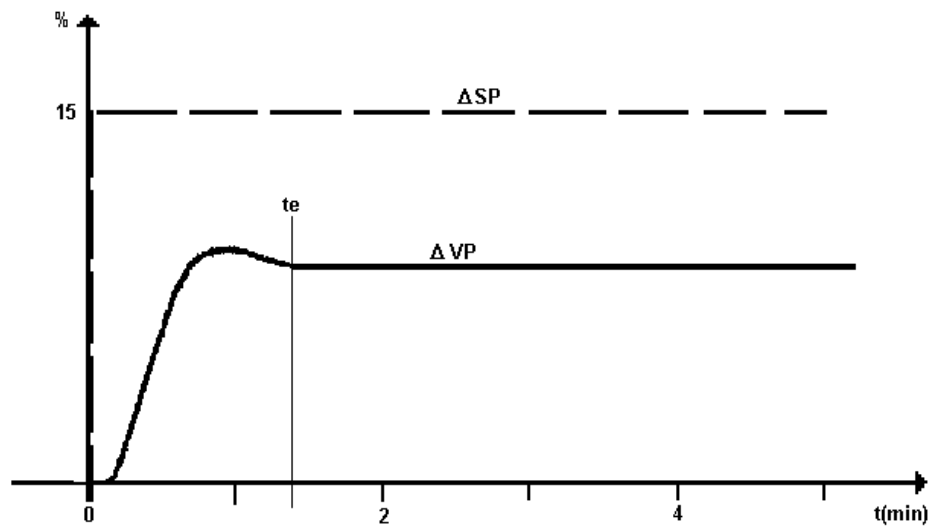


Figura 20 - Curva de resposta da ação derivativa correta.

3.4.1.3 - Ajuste da Ação Integral

- Passa o controlador para manual e estabilize o processo.
- Mantenha os mesmos valores das ações proporcional e derivativa obtidos anteriormente.

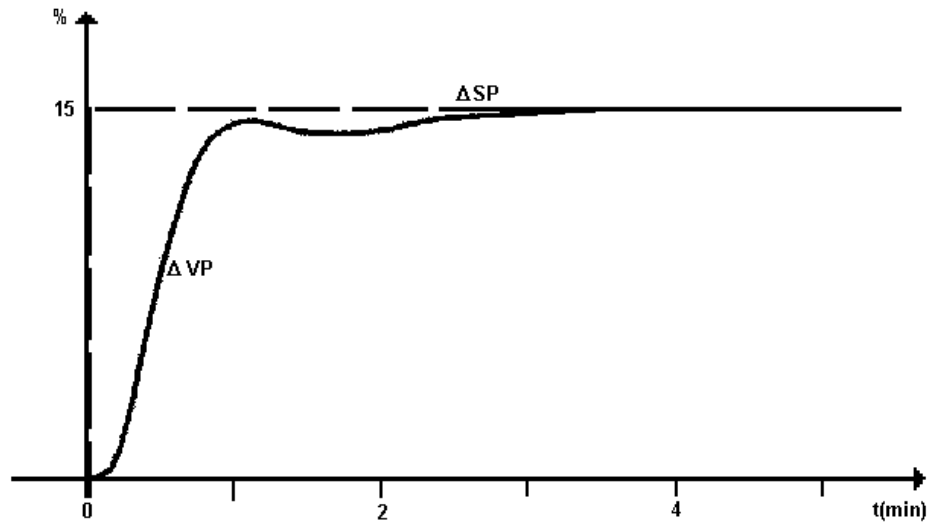


Figura 21 - Curva de resposta da ação integral fraca

- Ajuste a ação integral para um valor alto. Podemos obter um valor aproximado de T_i se analisarmos a curva de resposta da ação derivativa analisando o tempo de estabilização da variável do processo (t_e). Após a análise do tempo de estabilização calcule o T_i de acordo com a fórmula abaixo:

$$T_i = T_e - T_r$$

- Ajuste a ação integral e passe o controlador para automático.
- Provoque uma variação no set-point ΔSP (5% à 10%).
- Após a estabilização do processo passe o controlador para manual.
- Observe no registrador a curva de resposta da variável do processo. Se a curva de resposta se aproximou da curva mostrada na figura 21, a ação integral está fraca. Diminua T_i .
- Se a curva de resposta se aproximou da curva mostrada na figura 22, a ação integral está forte. Aumente T_i .

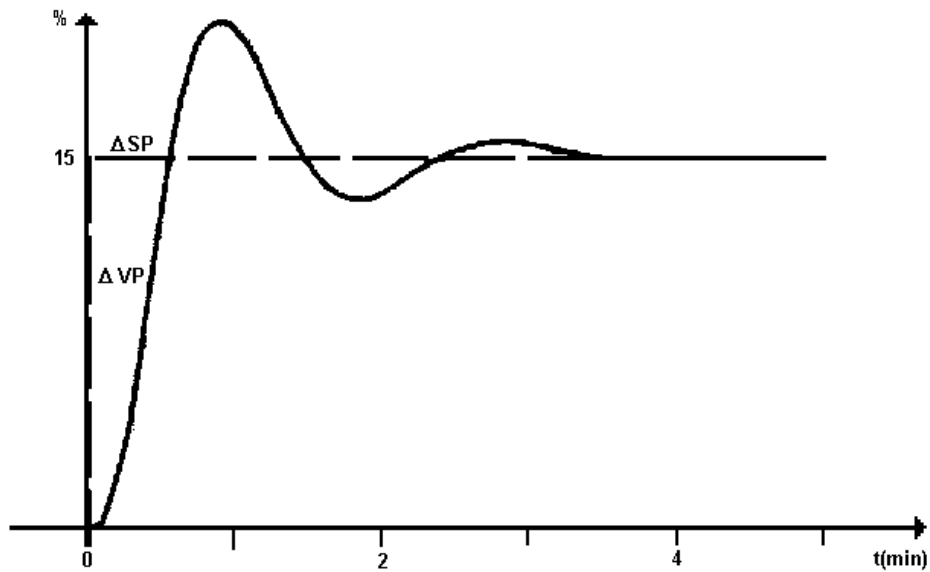


Figura 22 - Curva de resposta da ação integral forte.

- i) Após feito novo ajuste na ação integral, estabilize o processo manualmente e passe o controlador para automático.
- j) Repita estes passos até que o processo apresente uma curva de resposta de acordo com a figura 23.

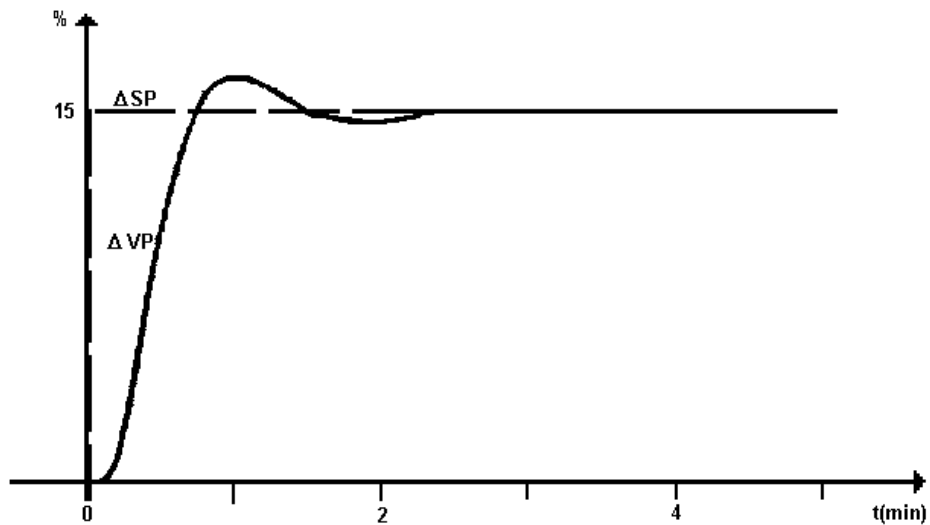


Figura 23 - Curva de resposta da ação integral correta.

Após todas estas etapas você concluiu a otimização do controlador pelo método da aproximação sucessiva.

3.4.2 - Processos Instáveis

3.4.2.1 - Ajuste da Ação Proporcional

- Passa o controlador para manual e estabilize o processo.
- Ajuste o controlador da seguinte forma:
 - Banda proporcional no valor mais alto (G no mínimo)
 - A integral no valor mínimo (T_i no máximo)
 - Anule a derivativa ($T_d = 0$).
- Passa o controlador para automático e provoque um degrau no set-point (5% à 10%).

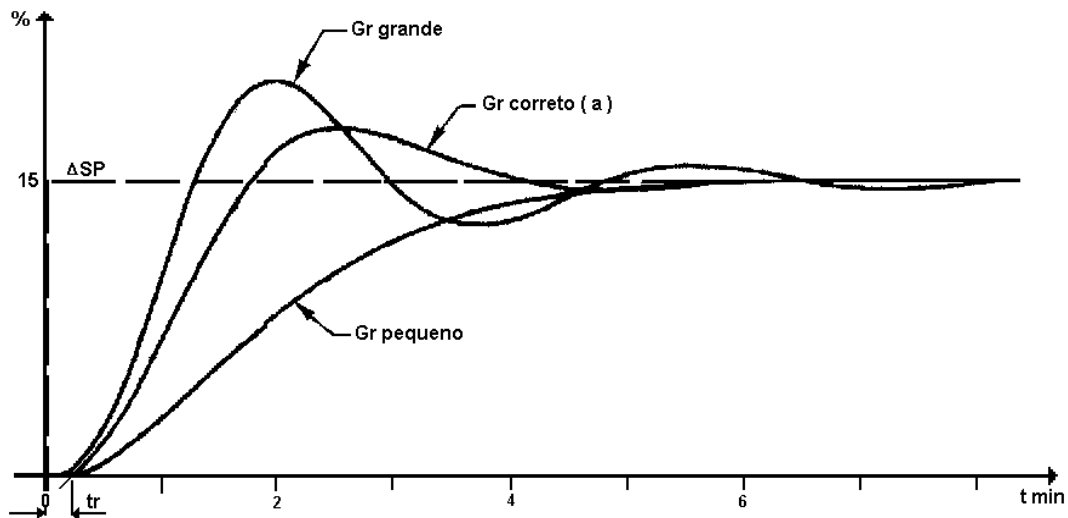


Figura 24 - Curvas de resposta para a ação proporcional

- Após a estabilização do processo, passe o controlador para manual.
- Observe no registrador a curva de resposta da variável do processo. Compare a curva de resposta com as curvas da figura 24. Se a curva de resposta não foi igual a curva (a), então reajuste a ação proporcional até obtê-la, aumentando ou diminuindo a banda proporcional.

3.4.2.2 - Ajuste da Ação Derivativa

- Passa o controlador para manual e estabilize o processo.
- Mantenha o mesmo valor da ação proporcional obtido anteriormente e deixe a ação integral no valor mínimo (T_i no máximo).
- Para obter um valor aproximado de T_d se analisarmos a curva de resposta da ação proporcional analisando o tempo morto (t_r) obtido no gráfico. Após a análise do tempo morto calcule o T_d de acordo com a fórmula abaixo:

$$T_d = 0,3 \cdot t_r$$

- Ajuste a ação derivativa e passe o controlador para automático.
- Provoque uma variação no set-point (5% à 10%).
- Após a estabilização do processo, passe o controlador para manual.

- g) Observe no registrador a curva de resposta da variável do processo. Compare a curva de resposta com as curvas da figura 25. Se a curva de resposta não for igual a curva (a) , então reajuste a ação derivativa até obtê-la, aumentando ou diminuindo o valor de T_d .

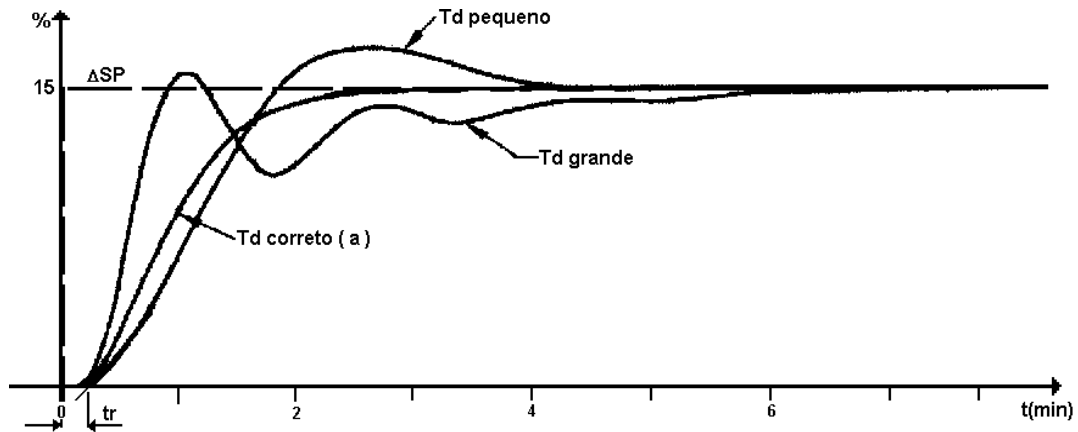


Figura 25 - Curvas de resposta da ação derivativa.

3.4.2.3 - Ajuste da Ação Integral

- Passa o controlador para manual e estabilize o processo.
- mantenha os mesmos valores das ações proporcional e derivativa obtidos anteriormente.
- Para obter um valor aproximado de T_i , calcule a fórmula abaixo:

$$T_i = 10 \cdot t_r$$

- Ajuste a ação integral e passe o controlador para automático.
- Provoque uma variação no set-point (5% à 10%) .
- Após a estabilização do processo para o controlador para manual.
- Observe no registrador a curva de resposta da variável do processo. Compare a curva de resposta com as curvas da figura 26. Se a curva de resposta não for igual a curva (a) , então reajuste a ação integral até obtê-la, aumentando ou diminuindo o valor de T_i .

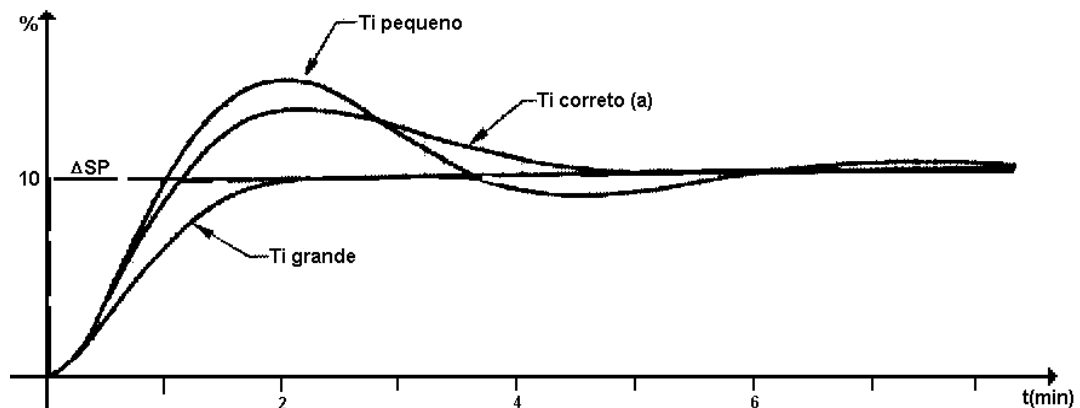


Figura 26 - Curvas de resposta da ação integral.

3.5 - MÉTODO DE SINTONIA ATRAVÉS DA IDENTIFICAÇÃO DA ESTRUTURA DO CONTROLADOR E DA IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO.

Como o próprio nome já diz para aplicarmos este método é necessário conhecermos a estrutura interna do bloco PID de um controlador e também conhecermos as características do processo. Na primeira parte de nosso estudo veremos a estrutura interna dos controladores.

3.5.1 - Estrutura Interna dos Controladores

3.5.1.1 - Controlador P

Independente do tipo de estrutura interna do controlador a saída deste bloco sempre se comporta da mesma maneira como podemos ver na figura 27. Note que quando o ganho do controlador é igual a 1 a saída terá um sinal idêntico a entrada, no caso também um degrau, de mesma largura e mesma amplitude. Já quando o ganho do controlador é igual a 2, a saída do controlador terá a sua amplitude dobrada. E todas as vezes que alterarmos o ganho do controlador a saída do mesmo também será alterada.

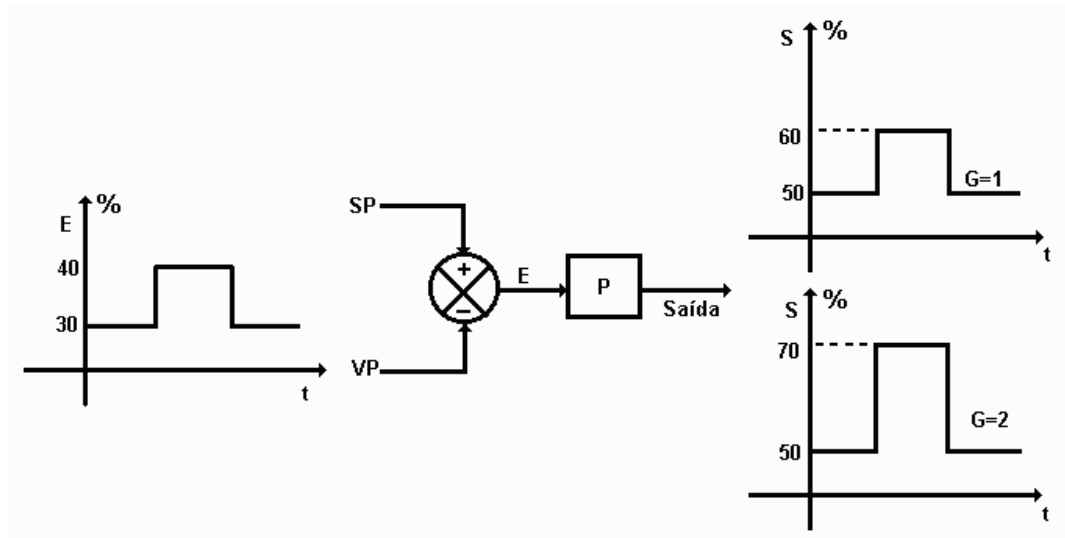


Figura 27 - Controlador P

3.5.1.2 - Controlador PI - Série

Neste tipo de controlador a saída da ação proporcional será sempre a entrada da ação integral, portanto, toda vez que alterarmos o ganho do controlador também estaremos alterando a correção da ação integral, como podemos ver na figura 28. Note que quando o ganho do controlador é igual a 2 o ângulo θ_2 é maior do que o ângulo θ_1 conseguido com ganho 1. Isto prova que quando alteramos o ganho do controlador estamos alterando o sinal de entrada do bloco da ação integral.

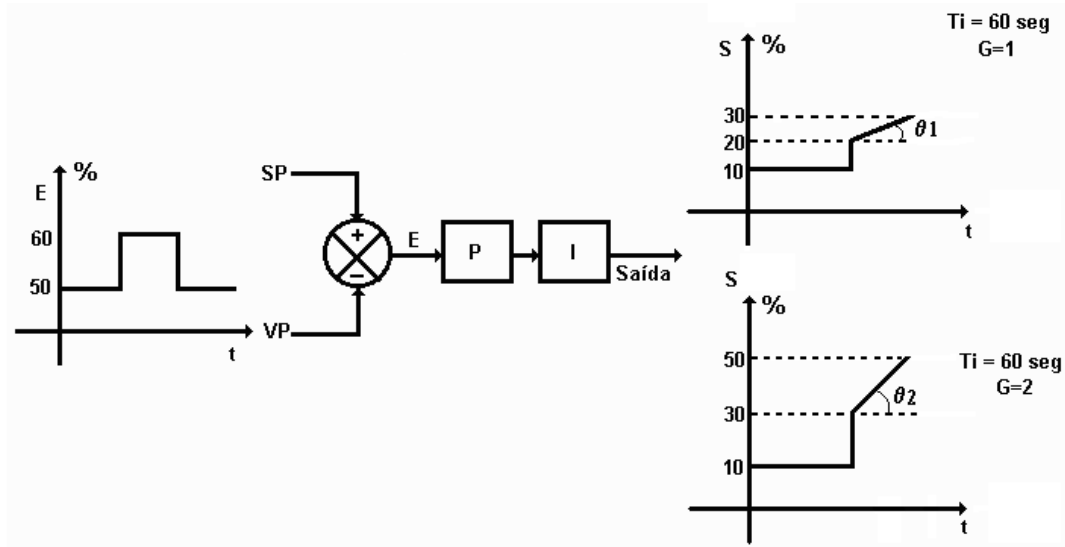


Figura 28 - Controlador PI – Série

3.5.1.3 - Controlador PI - Paralelo

Neste tipo de controlador o sinal de entrada do bloco da ação integral é o sinal de erro, portanto, quando alteramos o ganho do controlador não alteramos a correção da ação integral, como podemos ver na figura 29. Note que os ângulos θ_1 e θ_2 são idênticos, porém para um ganho igual a 2 a amplitude de correção da ação proporcional é maior que com o ganho igual a 1.

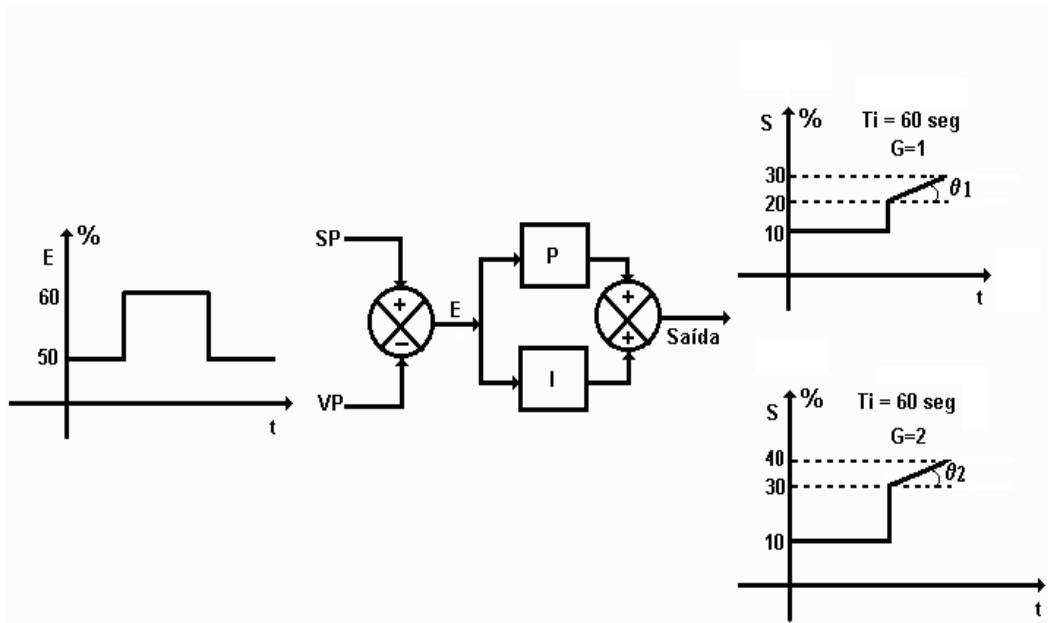


Figura 29 - Controlador PI – Paralelo

3.5.1.4 - Controlador PD - série

Este tipo de controlador é semelhante ao PI série, ou seja, a saída do bloco da ação proporcional é a entrada do bloco da ação derivativa, ou seja, toda vez que alterarmos o ganho estaremos alterando o sinal de entrada do bloco da ação derivativa, como mostra a figura 30.

Note que neste tipo de controlador quando alteramos o ganho de 1 para 2, a saída do controlador saturou, ou seja, mesmo sem atuarmos no ajuste da ação derivativa a sua correção aumentou devido ao aumento do sinal na entrada de seu bloco.

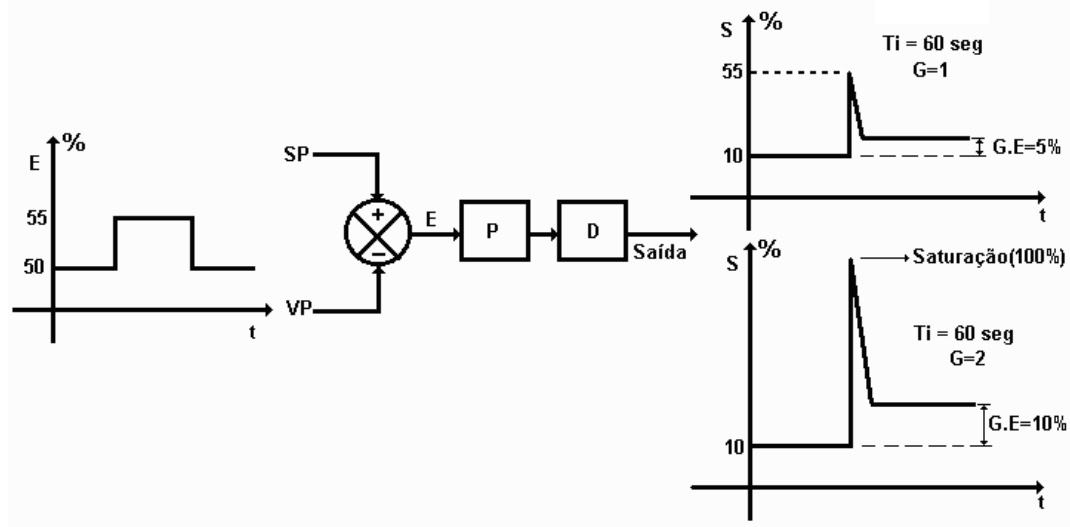


Figura 30 - Controlador PD - Série

3.5.1.5 - Controlador PD - Paralelo

Este tipo de controlador é semelhante ao controlador PI - paralelo, pois o sinal de entrada do bloco da ação derivativa é o sinal de erro e portanto se alterarmos o ganho do controlador não iremos alterar a amplitude de correção da ação derivativa, como mostra a figura 31. Note que a mudança de amplitude que ocorreu na saída do controlador foi devido somente a mudança de ganho.

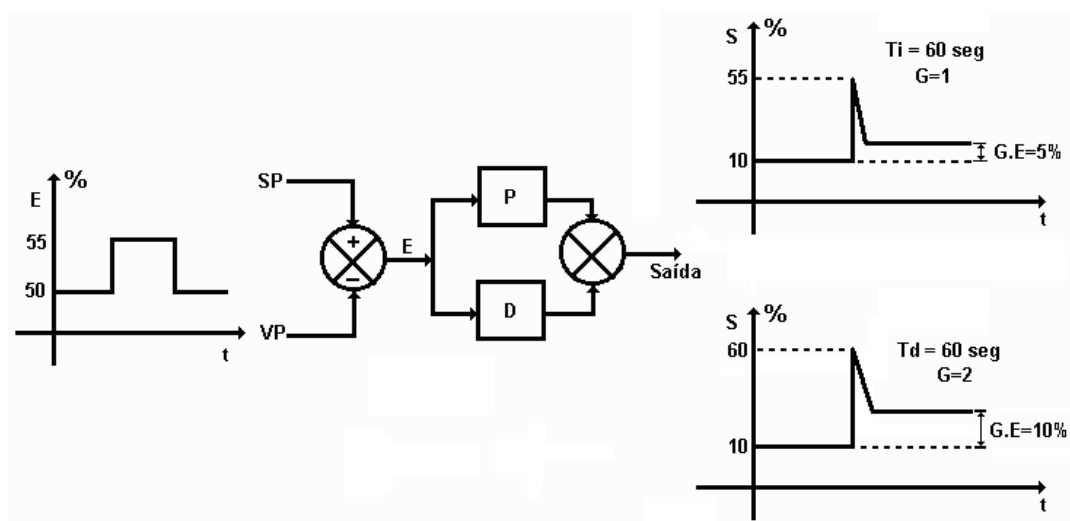


Figura 31 - Controlador PD - Paralelo

3.5.1.6 - Controlador PID - Série

3.5.1.6.1 - Controlador PID - série - Derivativa no Erro

Neste tipo de controlador, quando alteramos o ganho estaremos alterando a entrada dos blocos da ação integral e derivativa, ou seja para todas mudanças de ganho estaremos alterando as correções das ações integral e derivativa, portanto, devido a este tipo de estrutura existe também uma interação entre ações integrais e derivativas. Esta interação chamamos de fator α é sempre igual a 2. Note, na figura 32, que neste tipo de controlador a derivativa está atuando em função do erro, ou seja, para qualquer desvio no set-point ou na variável do processo ele fará a correção.

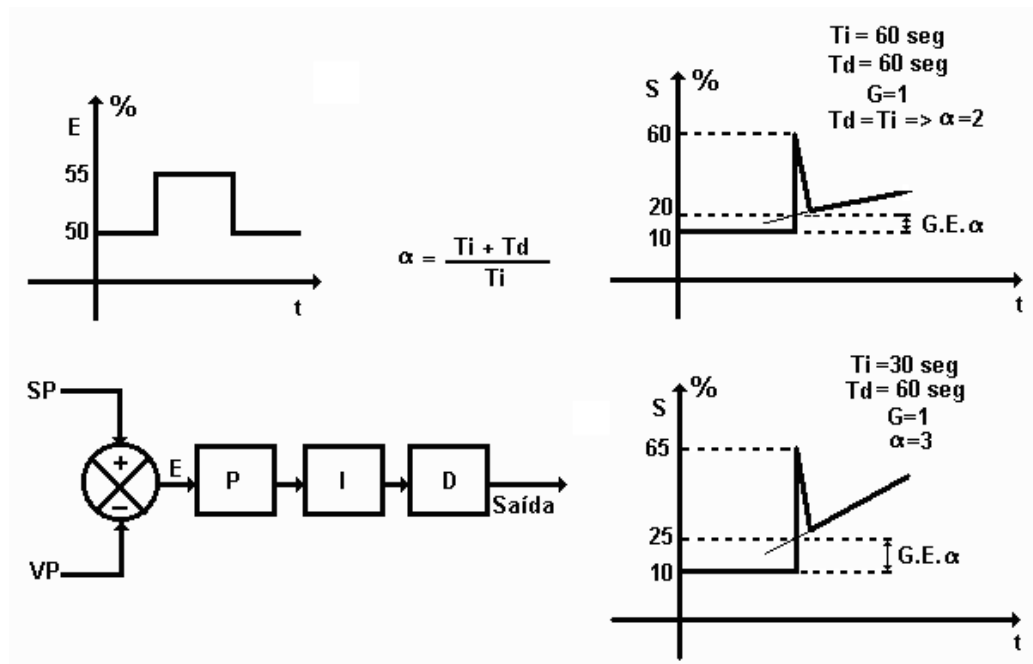


Figura 32 - controlador PID - Série - Derivativa no erro.

3.5.1.6.2 - Controlador PID - Série - Derivativa na VP

Neste tipo de controlador existem três diferenças com relação ao anterior. A primeira é que a derivada atua na variável do processo e não no erro, a segunda é que com a mudança de ganho alteramos apenas a entrada do bloco da ação integral e a terceira é que a saída do bloco da ação derivativa é a entrada do bloco da ação proporcional o que significa dizer que quando alteramos a ação derivativa alteramos a correção da ação proporcional, como mostra a figura 33. Note que para uma alteração no set-point atuará somente as ações proporcional e integral mas quando houver alteração na VP as três ações atuarão. Também é importante salientar que neste tipo de controlador existe o fator α .

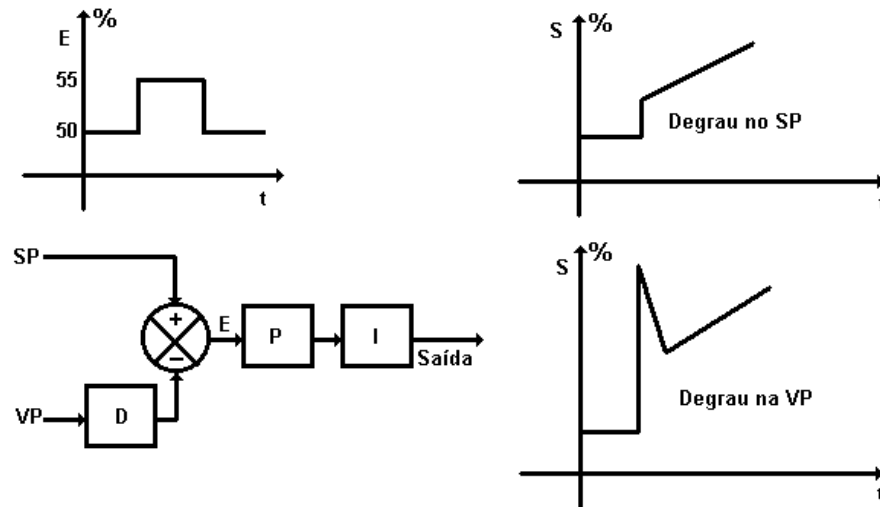


Figura 33 - Controlador PID - Série - Derivativa na VP

3.5.1.7 - Controlador PID - Paralelo

3.5.1.7.1 - Controlador PID - Paralelo - Derivativa no Erro.

Neste tipo de controlador as ações de controle atuam totalmente independentes, não havendo interação entre elas, conforme podemos ver na figura 34. Tanto é que neste caso não existe o fator α . É bom salientar que o sinal de entrada dos blocos é sempre o sinal de erro.

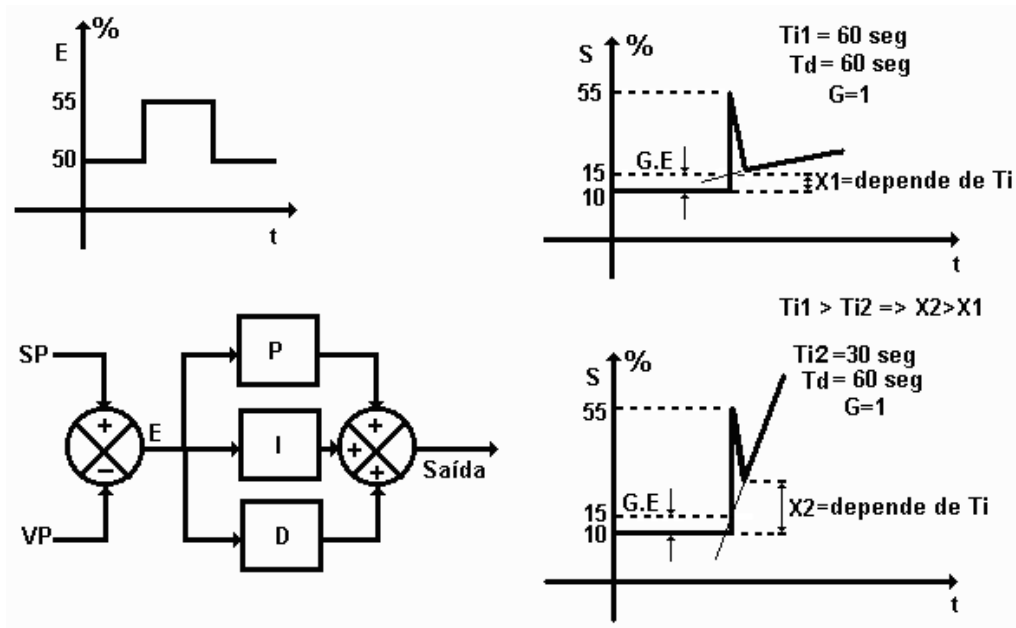


Figura 34 - Controlador PID - Paralelo - Derivativa no erro

3.5.1.7.2 - Controlador PID - Paralelo - Derivativa na VP

Neste tipo de controlador as ações de controle também atuam independentes umas das outras. A diferença deste tipo para o anterior é que a ação derivativa atua somente quando acontece um desvio na variável do processo. Quando se atua no set-point somente as ações proporcional e integral fazem a correção, conforme podemos observar a figura 35.

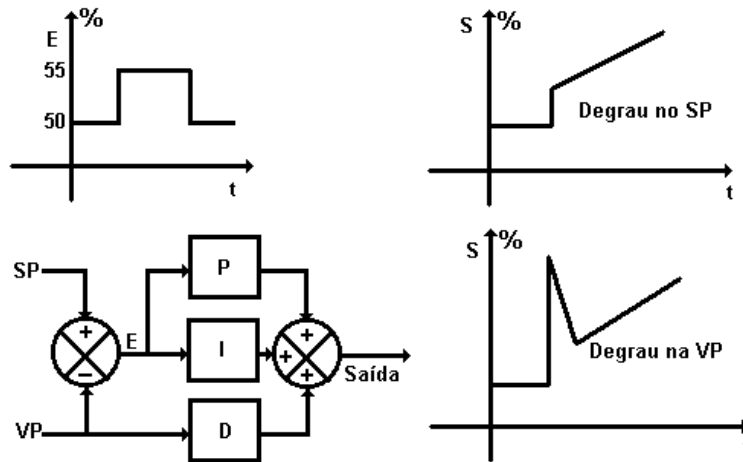


Figura 35 - Controlador PID - Paralelo - Derivativa na VP

3.5.1.8 - Controlador PID - Misto

3.5.1.8.1 - Controlador PID - Misto - Derivativa no Erro

Neste tipo de controlador os blocos das ações integral e derivativa estão em série com o bloco da ação proporcional e estão em paralelo entre si e por estarem em paralelo entre si não existe o fator α , conforme podemos observar na figura 36. É bom salientar que o sinal de erro é o sinal de entrada dos blocos das ações integral e derivativa.

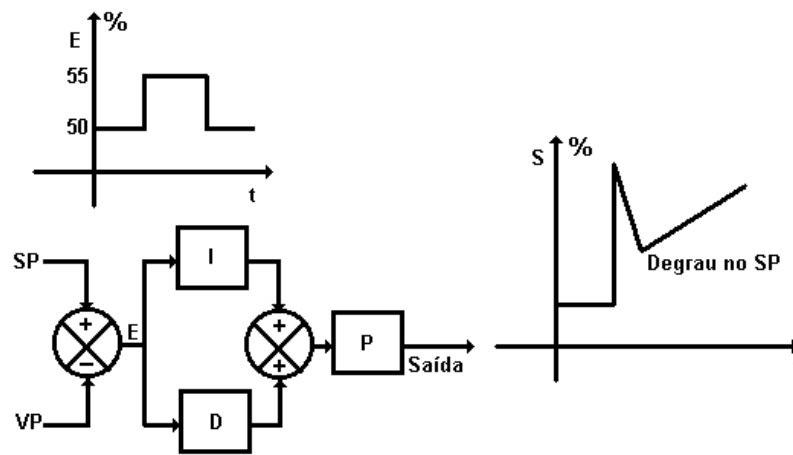


Figura 36 - Controlador PID - Misto - Derivativa no erro

A figura 38 mostra o que acabamos de descrever.

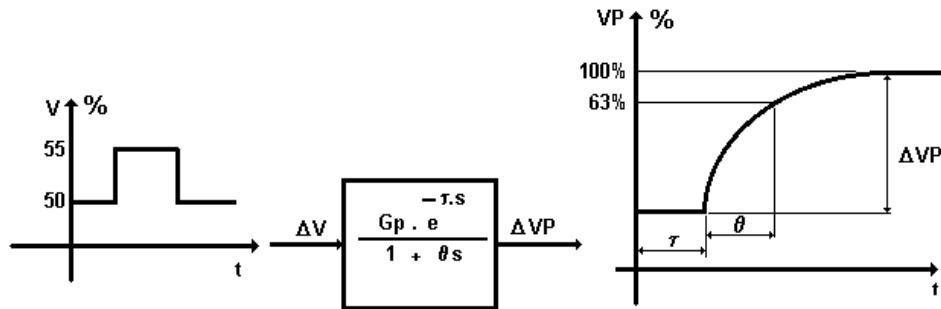


Figura 38 - Sistema de 1ª ordem com tempo morto

3.6.2 - Sistema de Enésima Ordem

Este tipo de processo é o mais comum nas indústrias, são processos da 2ª ordem para cima, ou seja, normalmente variam até 6ª ordem. Para obtermos a curva de resposta destes tipos de processos devemos proceder de maneira idêntica a um processo de 1ª ordem, ou seja, dar um degrau na válvula de controle e com a ajuda de um registrador verificar a variação da variável do processo, e da curva obtida deveremos tirar as seguintes características do processo: ganho do processo, tempo morto e constante de tempo. A figura 39 mostra uma maneira de obtermos estas características.

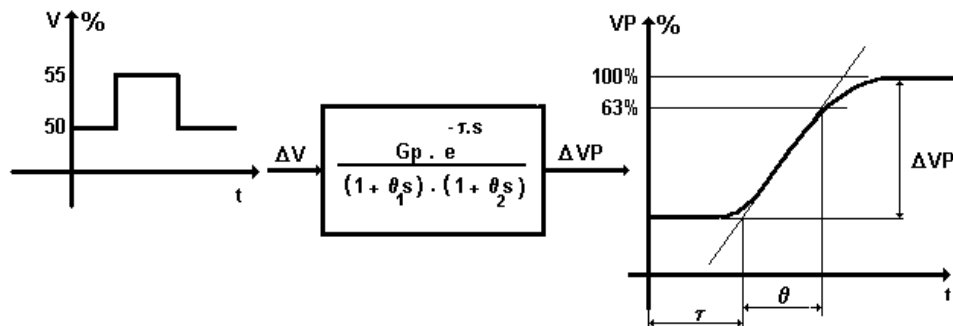


Figura 39 - Sistema de enésima ordem com atraso de tempo

Existem várias maneiras de se fazer a identificação de um processo. Estas identificações podem ser feitas em malha aberta ou malha fechada. A seguir mostraremos uma das maneiras em malha aberta.

3.6.2.1 - Método de Broída

3.6.2.1.1 - Generalidades

A proposta de Broída foi modelar uma curva de enésima ordem por uma curva de 1ª ordem com tempo morto, ou seja, transformar uma curva de reação de enésima ordem para uma curva de reação de 1ª ordem como mostra a equação a seguir:

$$H(s) = \frac{G P \cdot e^{-\tau \cdot s}}{1 + \theta s}$$

Ao estudar a posição do ponto de inflexão "I" dos sistemas de ordem $n = 2$ à $n = 6$, Broída constatou que para $n = 2$, "I" se situa à 26% de ΔVP na curva resposta e para $n = 6$, "I" se situa à 38% de ΔVP na curva de resposta.

Broída fez passar sua função de 1ª ordem sobre as curvas de enésima ordem e verificou que havia um intervalo em comum entre elas, ou seja, um ponto "A" situado em 28% de ΔVP das curvas de resposta e um ponto "B" situado à 40% de ΔVP das curvas de respostas, como mostra a figura 40. A partir destes pontos se faz a projeção dos mesmos no eixo dos tempos, determinando t_1 e t_2 , que por sua vez determinarão o novo valor de θ e τ , como veremos à seguir.

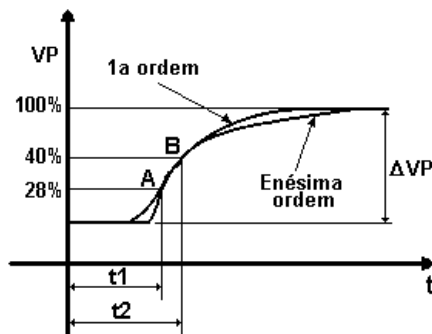


Figura 40 - Modelagem de Broída

3.6.1.2.2 - Cálculo de θ

$$\theta = 5,5 \cdot (t_2 - t_1)$$

3.6.1.2.3 - Cálculo de τ

$$\tau = (2,8 \cdot t_1) - (1,8 \cdot t_2)$$

3.7 - IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS INSTÁVEIS

Como sabemos não existem somente os processos estáveis em um ambiente industrial, existem também os processos instáveis, e da mesma maneira que um processo estável precisamos fazer a identificação das características de um processo instável.

3.7.1 - Sistema Instável sem Tempo Morto

São processos difíceis de se encontrar no meio industrial é mais comum em plantas-pilotos. Para se conseguir obter a curva de resposta deste tipo de processo basta também aplicarmos um degrau na válvula de controle como mostra a figura 41.

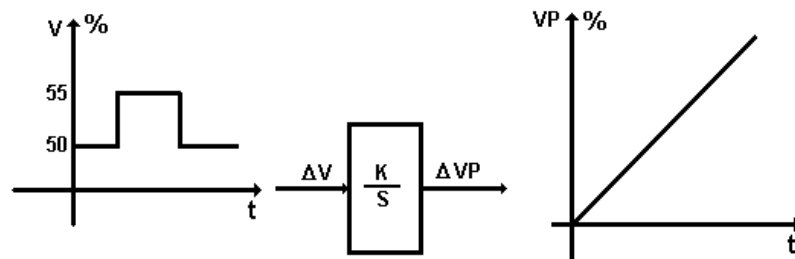


Figura 41 - Sistema instável sem tempo morto.

O “K “ que apareceu no diagrama de bloco do sistema instável sem tempo morto é o coeficiente de integração do sistema, já o “s “ significa que estamos trabalhando no domínio de Laplace.

3.7.2 - Sistema Instável de Enésima Ordem

Este tipo de sistema é mais comum em processos industriais. Para se conseguir a curva de resposta deste tipo de processo, basta também aplicarmos um degrau na válvula de controle, como mostra a figura 42.

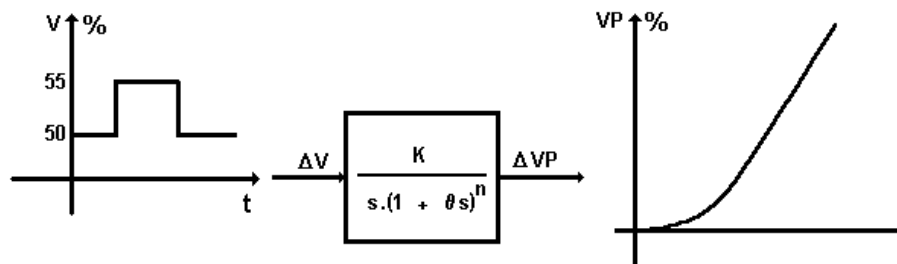


Figura 42 - Sistema instável de enésima ordem

O “K” que aparece no diagrama em bloco é o coeficiente de integração do sistema, o “ θ ” é a constante de tempo do sistema e o “n” é a ordem do sistema.

Assim como nos processos estáveis existem várias maneiras de se identificar os processos instáveis tanto em malha aberta como em malha fechada, a seguir mostraremos apenas um deles, em malha aberta.

3.7.2.1 - Método Prático de Identificação

Os sistemas instáveis de enésima ordem podem ser aproximados a um sistema instável + tempo morto, ou seja:

$$\frac{K}{s(1 + \theta s)} = \frac{K \cdot e^{-\tau s}}{s}$$

A partir de um degrau na válvula de controle podemos conseguir a curva de resposta do processo e obtermos as características desejadas do processo, como mostra a figura 43.

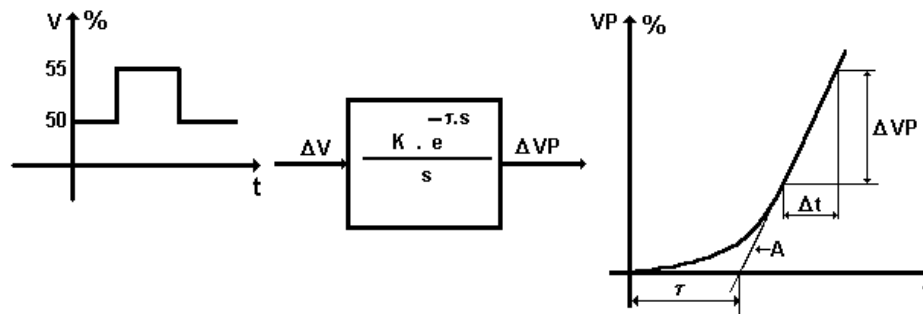


Figura 43 - Sistema instável + tempo morto

3.7.2.1.1 - Modo de Execução

Depois de obtida a curva de resposta do processo, basta traçar a assíntota “A”, como mostra a figura 43, e projetá-la até o eixo do tempo. O espaço entre o instante inicial da variação da variável do processo e a intercessão entre assíntota e o eixo do tempo, determina o tempo morto do processo.

As outras características retiradas da curva de resposta do processo são o ΔVP e o

Δt , para que possamos calcular o “K”, coeficiente de integração do processo.

3.7.2.1.1 - Cálculo de K

$$K = \frac{\Delta VP}{\Delta V \cdot \Delta t}$$

- onde: ΔVP → variação da variável do processo
 ΔV → degrau na válvula de controle
 Δt → intervalo de tempo correspondente a ΔVP

3.8 - MÉTODO DE PARAMETRIZAÇÃO A PARTIR DA IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO

3.8.1 - Processos Estáveis

Após a identificação dos parâmetros G_p , θ e τ do processo, através do método de Broída, devemos calcular a relação θ / τ e consultar a tabela 1 para determinar as ações de controle a serem fixadas no controlador.

θ / τ	<2	2 à 5	5 à 10	10 à 20	>20
Tipos de Controles	casca, antecipatório e controle especiais	PID	PI	P	ON-OFF

Tabela 1 - Relação θ / τ

A seguir deveremos de acordo com a estrutura do controlador calcular as ações de controle consultando a tabela 2.

Modos de Controle	P	PI Série	PI Paralelo	PID Série	PID Paralelo	PID Misto
Ações						
Gr	$\frac{0,8 \cdot \theta}{G_p \cdot \tau}$	$\frac{0,8 \cdot \theta}{G_p \cdot \tau}$	$\frac{0,8 \cdot \theta}{G_p \cdot \tau}$	$\frac{0,85 \cdot \theta}{G_p \cdot \tau}$	$\frac{\theta + 0,4}{1,2 \cdot G_p \cdot \tau}$	$\frac{\theta + 0,4}{1,2 \cdot G_p \cdot \tau}$
Ti	Máximo	θ	$\frac{G_p \cdot \tau}{0,8}$	θ	$\frac{G_p \cdot \tau}{0,75}$	$\theta + 0,4 \cdot \tau$
Td	0	0	0	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35 \cdot \theta}{G_p}$	$\frac{\theta \cdot \tau}{\tau + 2,5 \cdot \theta}$

Obs.: G_p = Ganho do Processo

Tabela 2 - Calculo das ações de controle para processos estáveis.

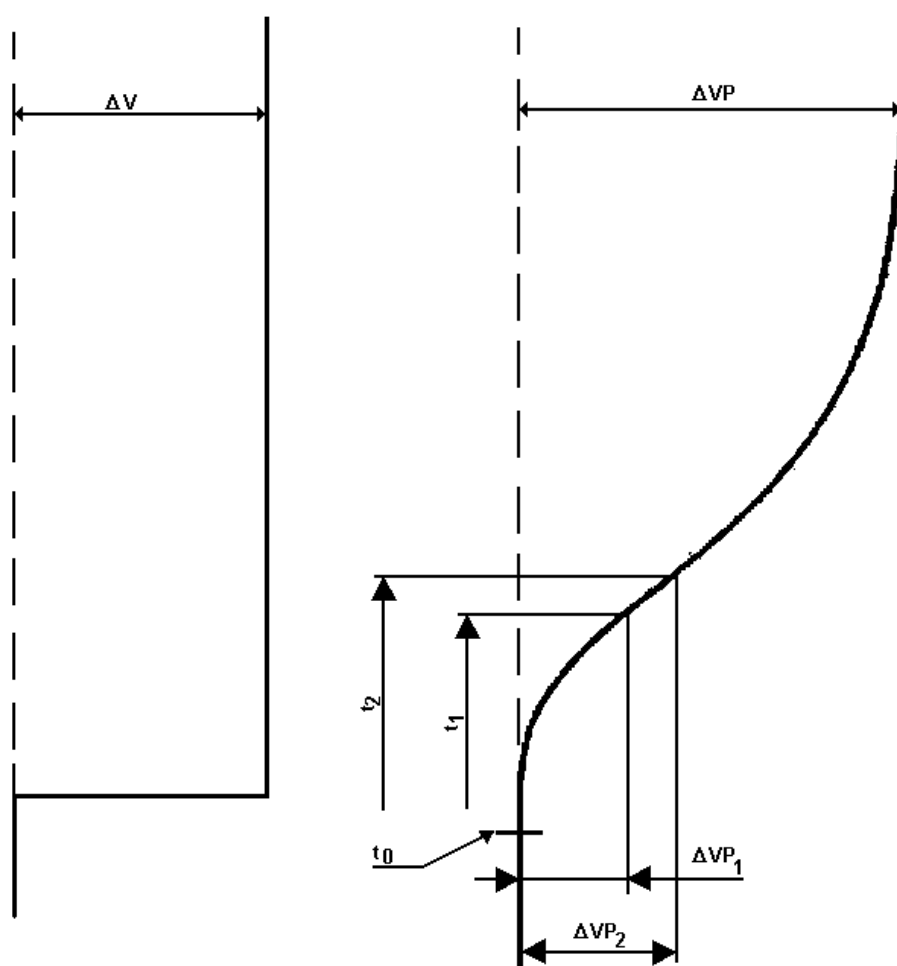


Figura 44 - Curva de resposta de um processo estável

Exemplo:

Vamos supor um processo estável como mostra a figura 44. A partir de uma variação na válvula de 14% para 24% a variável apresentou uma mudança de 50% para 71%.

Fazendo-se a identificação do processo verificou-se que o ponto A (28% de ΔVP) corresponde a 55,88% e o ponto B (40% de ΔVP) corresponde a 58,4%. Fazendo-se a projeção do ponto A e B no eixo do tempo foi encontrado $t_1 = 31s$ e $t_2 = 41s$.

Sabendo-se o valor de t_1 e t_2 podemos calcular o novo τ e o novo θ .

$$\begin{aligned}\theta &= 5,5 \cdot (t_2 - t_1) \\ \theta &= 5,5 \cdot (41 - 31) = 5,5 \cdot 10 \\ \theta &= 55 \text{ s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\tau &= (2,8 \cdot t_1) - (1,8 \cdot t_2) \\ \tau &= (2,8 \cdot 31) - (1,8 \cdot 41) = 86,8 - 73,8 \\ \tau &= 13 \text{ s}\end{aligned}$$

O próximo passo é calcular a relação θ/τ para definirmos o tipo de algoritmo de controle, a ser utilizado.

$$\theta/\tau = 55/13 \longrightarrow \theta/\tau = 4,2$$

Consultando a tabela 1 podemos verificar que o algoritmo de controle a ser utilizado é o PID.

Após definido o tipo de algoritmo devemos calcular as ações de controle de acordo com a estrutura do controlador. Vamos supor a título de exemplo um controlador PID paralelo e para isto devemos consultar a tabela 2.

$$\text{Ganho} = \frac{\theta/\tau + 0,4}{1,2 \cdot G_P} \qquad G_P = \frac{\Delta VP}{\Delta V} = \frac{71 - 50}{24 - 14} = \frac{21}{10} = 2,1$$

$$\text{Ganho} = \frac{4,2 + 0,4}{1,2 \cdot 2,1} \longrightarrow \text{Ganho} = 1,82$$

$$T_i = \frac{G_P \cdot \tau}{0,75} = \frac{2,1 \cdot 13}{0,75} \longrightarrow T_i = 36,4 \text{ seg.}$$

$$T_d = \frac{0,35 \cdot \theta}{G_P} = \frac{0,35 \cdot 55}{2,1} \longrightarrow T_d = 9,16 \text{ seg.}$$

3.8.2 - Processos Instáveis

Após a identificação dos parâmetros K e τ do processo através do método prático, devemos calcular a relação $K \cdot \tau$ e consultar a tabela 3 para determinar as ações a serem fixadas no controlador.

$K \cdot \tau$	$> 0,5$	0,5 à 0,2	0,2 à 0,1	0,1 à 0,05	$< 0,05$
Tipos de Controles	cascata, antecipatório e controle especiais.	PID	PI	P	ON-OFF

Obs.: Os parâmetros K e τ devem ser expressos nas mesmas unidades de tempo.

Tabela 3 - Relação $K \cdot \tau$

A seguir devemos de acordo com a estrutura do controlador calcular as ações de controle consultando a tabela 4.

Modos de Controle	P	PI Série	PI Paralelo	PID Série	PID Paralelo	PID Misto
Ações						
Gr	$\frac{0,8}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,85}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{K \cdot \tau}$
Ti	Máximo	$5 \cdot \tau$	$\frac{K \cdot \tau^2}{0,15}$	$4,8 \cdot \tau$	$\frac{K \cdot \tau^2}{0,15}$	$5,2 \cdot \tau$
Td	0	0	0	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35}{K}$	$0,4 \cdot \tau$

Tabela 4 - Cálculo das ações de controle para processos instáveis.

Após definido o tipo de controle devemos calcular as ações de controle de acordo com a estrutura do controlador. Vamos supor a título de exemplo um controlador PID paralelo e para isto devemos consultar a tabela 4.

$$\text{Ganho} = \frac{0,9}{K \cdot \tau} = \frac{0,9}{0,234} \longrightarrow \text{Ganho} = 3,84$$

$$T_i = \frac{K \cdot \tau^2}{0,15} = \frac{0,0212 \cdot 11^2}{0,15} \longrightarrow T_i = 17,1 \text{ seg.}$$

$$T_d = \frac{0,35}{K} = \frac{0,35}{0,0212} \longrightarrow T_d = 16,5 \text{ seg.}$$

É bom salientar que existe também uma tabela para calcular as ações de controle quando o método de Ziegler e Nichols for utilizado de acordo com a estrutura do controlador.

Modos de Controle	P	PI Série	PI Paralelo	PID Série	PID Paralelo	PID Misto
Ações						
Gr	$\frac{G_{cr}}{2}$	$\frac{G_{cr}}{2,2}$	$\frac{G_{cr}}{2,2}$	$\frac{G_{cr}}{3,3}$	$\frac{G_{cr}}{1,7}$	$\frac{G_{cr}}{1,7}$
Ti	Máximo	$\frac{T}{1,2}$	$\frac{2 \cdot T}{G_{cr}}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0,85 \cdot T}{G_{cr}}$	$\frac{T}{2}$
Td	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{T \cdot G_{cr}}{13,3}$	$\frac{T}{8}$

Obs.: G_{cr} = ganho crítico
T = período de um ciclo

Tabela 5 - Cálculo das ações de controle para o método de Ziegler e Nichols para processos estáveis e instáveis.

3.9 - AUTO-SINTONIA

Hoje em dia os controladores mais modernos (microprocessados) possuem auto-sintonia para as ações de controle ou seja conseguem calcular automaticamente o ganho, a derivativa e a integral. Estes ajustes são calculados baseados na curva de reação do processo, provocado por um distúrbio em forma de degrau normalmente provocado pelo set-point.

Geralmente os controladores que possuem a auto-sintonia, possuem alarmes para que no instante em que está sendo calculada as ações, se houver alguma anormalidade no processo, o mesmo não seja prejudicado, caso isto ocorra a auto-sintonia é desligada automaticamente.

A auto-sintonia é mais precisa quando aplicada próxima ao ponto de trabalho ou operação do processo. Não adianta fazer sintonia em 900°C se a temperatura de trabalho é de 1300°C , pois a dinâmica do processo é diferente.