

MÉTODOS DE DETERMINAÇÃO DE PARÂMETROS DE PROCESSO

CONTEUDO	DATA	
1. Definições do Controle Automático do Processo		
2. Variável Dinâmica		
3. Processo Típico		
4. Trocador de Calor		
5. Condições de Equilíbrio		
6. Auto-Regulação		
7. Variáveis do Processo		
8. Propriedades do Processo		
9. Resistência		
10. Capacitância		
11. Tempo Morto		
12. Indutância		
13. Tipos de Distúrbios no Processo		
14. Distúrbio de Alimentação		
15. Distúrbio de Demanda		
16. Distúrbio de Set-Point		
17. Curvas de Reação do Processo		
18. Processo Monocapacitivo ou 1ª ordem.		
19. Processo Multicapacitivo ou 2ª ordem		
20. Efeito do Tempo Morto nos Processos.		
21. Resposta Ideal do Controle		
22. Efeitos do Tempo Morto em Processos Multicapacitivos		
23. Construção de um Diagrama de Blocos		
24. Transformada de Laplace		
25. Exercícios		
26. Ações de Controle - Controle Automático Descontínuo		
27. Sistemas de Controle Descontínuo de Duas Posições		
28. Sem Histerese		
29. Com Histerese		
30. Por Largura de Pulsos		
31. De Três Posições		
32. Controle Automático Contínuo		
33. Característica de um Controlador Contínuo		
34. Controle Proporcional		
35. Banda Proporcional		
36. Cálculo de Saída do Controlador P		
37. Controle Proporcional + Integral		
38. Cálculo de Saída do Controlador P+I		
39. Controle Proporcional + Derivativo		
40. Cálculo de Saída do Controlador P+D		
41. Exercícios		

Métodos de Determinação de Parâmetros de Processos

Métodos de Determinação de Parâmetros de Processos

Introdução

O rápido desenvolvimento do controle automático industrial requer um pessoal de operação, manutenção e projeto, que tenham uma firme compreensão das implicações físico-matemáticas da teoria de controle. O uso de controladores microprocessados e computadores aplicados ao controle automático, aumentam 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 otimizar o sistema obtendo assim melhores resultados do processo.

Definições do Controle Automático de Processos

O termo atual controle automático de processo foi definido quando os procedimentos do controle automático foram aplicados para tornar 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.

Basicamente, as estratégias de controle instaladas nas indústrias se dividem em duas: Controle Realimentado (*Feedback*) e Controle Antecipatório (*Feedforward*).

É possível também a combinação das duas estratégias de controle para resolver problemas de estabilidade do controle.

O controle realimentado é a técnica dominante usada no controle de processos. O valor da variável controlada é medido com um sensor, e é comparado com o valor desejado (*setpoint*). A diferença entre o setpoint e a variável controlada é conhecida como erro (ou desvio). A saída do controlador é determinada em função deste erro, e é usada para ajustar a variável manipulada.

Uma variedade de funções de erro surgem, e a seleção de uma variável do processo mais adequada para ser eleita como variável manipulada é determinada pelas características do processo, por fatores econômicos e também de produção.

O controle realimentado tem uma fraqueza inerente na medida que responde somente se houver desvios de variável controlada em relação ao setpoint. Um controlador *feedback* sempre responde depois de um evento, através de erros que tenham surgido. Idealmente, gostaríamos de evitar que erros ocorressem. Uma estratégia de controle alternativa é baseada nesta filosofia, e é conhecida como controle antecipatório.

Se for possível medir as variações de carga e prever seus efeitos sobre a variável controlada, pode ser possível modificar a variável manipulada para compensar as mudanças de carga e prevenir, ou pelo menos minimizar, erros surgidos na variável controlada.

O controle realimentado tem de ser projetado sob base do cliente para cada aplicação, por causa da relação entre as variáveis de carga e as mudanças na variável controlada refletidas no sistema de controle, e deve haver um modelo matemático implícito do processo em qualquer esquema de controle antecipatório.

A deficiência do controle antecipatório é o fato dele não medir a variável controlada, dependendo exclusivamente da precisão da relação estabelecida entre as variáveis de carga medidas para modificar o valor da variável manipulada.

É desta forma que em alguns casos surge a combinação das duas estratégias de controle, unindo a estratégia do controle realimentado e a do antecipatório, aumentando sensivelmente o custo da implantação mas também a melhoria do controle.

Para o caso do controle realimentado, é necessário que exista uma malha de controle fechada, que opere sem intervenção do elemento humano, medindo continuamente o valor atual da variável, comparando com o valor desejado e utilizando a possível diferença para corrigir ou eliminar a diferença existente.

A variável do processo que é mantida dentro de limites é chamada de variável controlada que sofre as correções da ação de controle é chamada de variável manipulada.

Variável Dinâmica

Qualquer parâmetro físico que possa ser modificado espontaneamente ou por influência externa é uma variável dinâmica. A palavra dinâmica induz a ideia de uma variação no tempo em função de uma influência, não especificada como exemplo de variável dinâmica temos a temperatura, pressão, nível, etc.

Processo Típico

Para ilustrar esta apresentação claramente, consideramos um processo simples, como um trocador de calor mostrado na figura 1. 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.

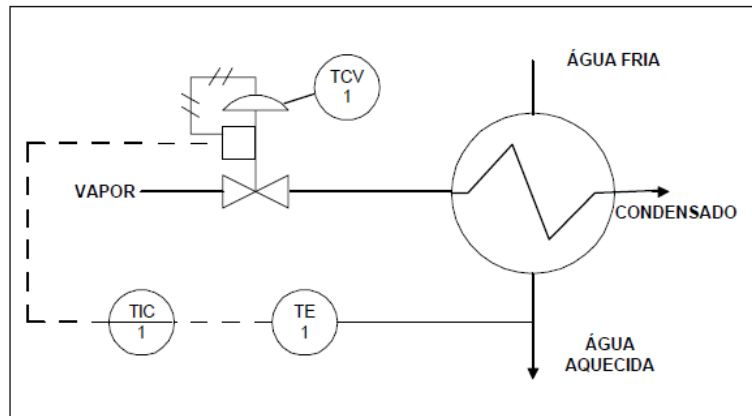


Figura 1

Métodos de Determinação de Parâmetros de Processos

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

Trocador de Calor

O aquecedor de água da figura 1, 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 1, 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.

No 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 e pressão 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.).

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.

Auto-Regulação

Certos processos possuem uma característica própria que ajuda limitar o desvio da variável controlada. Na figura 1, quando a entrada de vapor aumenta a temperatura da água atinge um ponto de equilíbrio a um novo valor mais alto, isto é, a temperatura da água não irá aumentar indefinidamente.

Esta habilidade própria de um processo para balancear sua saída de energia com a entrada é chamada auto-regulação.

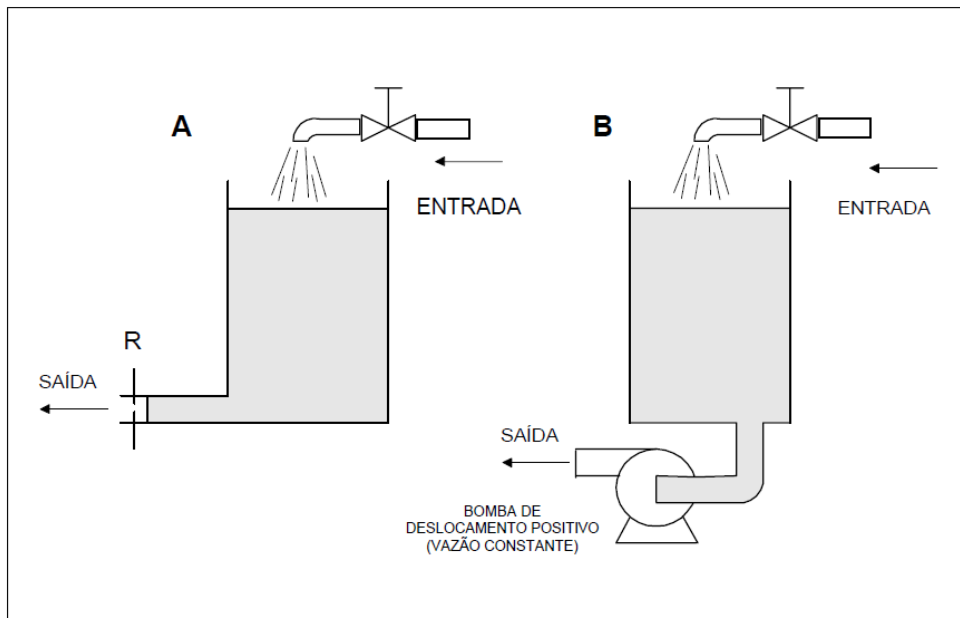


Figura 2

No processo de auto-regulação da figura 2 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 será auto-regulado e sua vazão de saída será igual a sua vazão de entrada. Os limites deste exemplo depende da profundidade do tanque.

Costuma-se distinguir os processos auto-regulados (figura 2A) dos processos sem auto-regulação (figura 2B). Neste último caso, 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 determinada de saída.

O tanque irá esvaziar completamente ou transbordar. Não existe tendência deste processo a equilibrar sua saída com sua entrada. Esta característica é denominada de "não auto-regulação".

Tanto o processo auto-regulado ajuda as aplicações do controle automático, como as características de não auto-regulação irão torná-las difíceis, ou talvez impossíveis. A não auto-regulação pode ser definida como uma tendência do processo a se desequilibrar permanentemente.

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 1. 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 mais 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 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 controlada e que seja fácil de se manipular.

Para o trocador da figura 1, 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 1, 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.

Propriedades do Processo

À primeira vista, o controle de temperatura da água, na figura 1, 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 aumenta demais as dificuldades do controle. Estes retardos são geralmente chamados atrasos de tempo do processo.

Os atrasos de tempo do processo são causados por quatro propriedades que são:

- Resistência
- Capacitância
- Tempo morto
- Inércia (ou indutância)

Resistência

A resistência é a relação da quantidade de potencial necessário para incrementar em uma unidade a quantidade de fluxo.

Estão localizadas nas partes do processo que resistem a uma transferência de energia ou de material entre as capacitâncias.

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

$$R = dh/dq$$

Onde: dh = variação do nível (potencial) e dq = variação de fluxo

Capacitância

A capacitância é a relação da quantidade de material ou energia suficiente para incrementar em uma unidade o potencial.

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 de potencial. 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 têm condições de armazenar energia ou material. Como exemplo veja o caso dos tanques de armazenamento da figura 3. 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 100 m³) apresentam capacitâncias diferentes.

Neste caso, a capacitância pode ser representada por:

$$C = dV/dh = A$$

Onde: dV = variação de volume, dh = variação de nível e A = área.

Uma capacitância relativamente grande é favorável para manter constante 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.

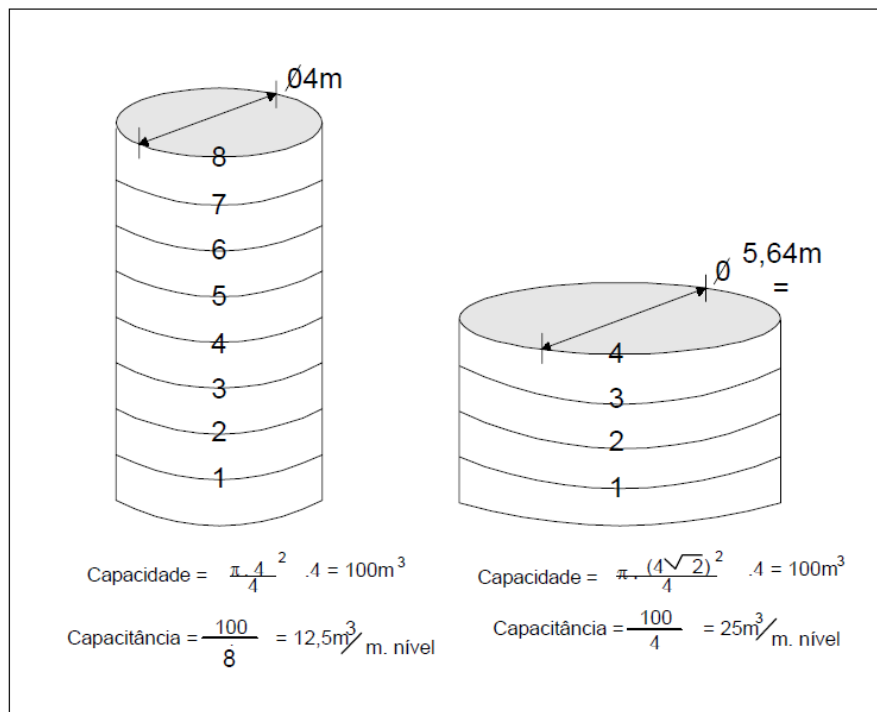


Figura 3

Um exemplo do problema que a capacitância traz para o processo é que em nosso processo típico ficaria difícil o operador controlar manualmente o processo devido à pequena massa de líquido que circula pelo trocador de calor, variando assim constantemente a temperatura final da água aquecida.

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

Tempo Morto

Como o próprio nome diz, o tempo morto é a característica de um sistema pela qual a resposta a uma excitação é retardada no tempo.

É o intervalo após a aplicação da excitação durante o qual nenhuma resposta é observada. Esta característica não depende da natureza da excitação aplicada; 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 do 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 ocorrem sozinhos nos processos reais. Mas não 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 prever 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 4). O tempo morto entre a ação da válvula e a variação resultante no peso, é igual a distância entre a válvula e a célula detectora de peso dividida pela velocidade de transporte da correia.

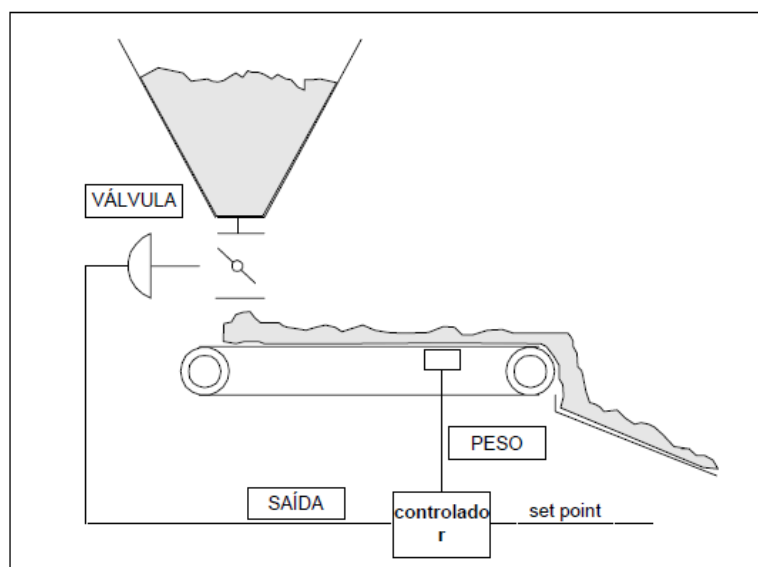


Figura 4

Outro exemplo de tempo morto está ilustrado na figura 5. 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 m/s e a distância é igual a 10m, o tempo morto será de 5s.

Num sistema de controle com realimentação, uma ação corretiva é aplicada na entrada do processo, baseada na observação de 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 o 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 sinal defasado de uma certa quantidade de tempo. O tempo morto é medido como mostrado na figura 5.

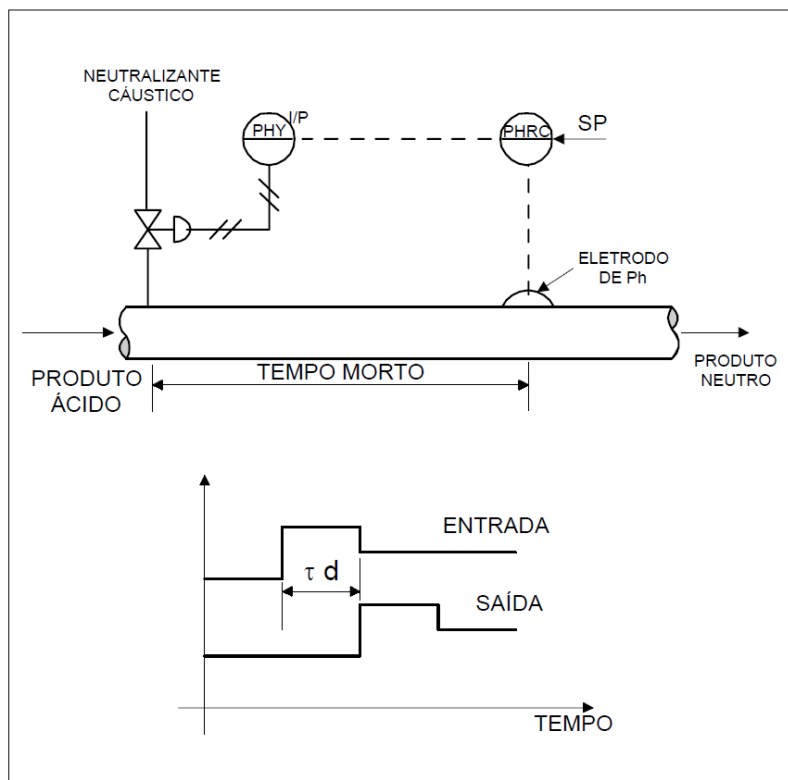


Figura 5

Observe a resposta de um elemento de tempo morto a uma onda quadrada, mostrada na figura. O atraso produz efetivamente um deslocamento de fase entre a entrada e a saída desde que uma das características de malhas com realimentação é a tendência a produzir oscilação, o fato de ocorrer um deslocamento de fase se torna de consideração essencial.

O tempo morto pode ser determinado pela relação da distância pela velocidade do fluxo:

$$TM = s/v$$

Onde: s = distância TM = Tempo Morto (τ) e v = velocidade

Inércia (ou Indutância)

Inércia ou indutância é a relação da quantidade de potencial necessária para modificar uma unidade a velocidade de variação do fluxo.

É necessário observar que a indutância relaciona potencial por taxa de variação.

A indutância surge nos processos em que grandes massas oferecem dificuldade de troca de energia (térmica por exemplo).

Desta forma, a indutância pode ser representada por:

$$L = dh/(dq/dt)$$

Onde: dh = variação de potencial e (dq/dt) = taxa de variação do fluxo (velocidade de variação)

Tipos de Distúrbios de Processo

Na análise de um processo do ponto de vista do controle automático é bom dar-se particular consideração a 3 vários tipos de distúrbios de processo que podem ocorrer:

Distúrbios de Alimentação

É uma mudança na entrada de energia (ou materiais) no processo. No trocador de calor, visto anteriormente, mudanças na qualidade ou pressão de vapor, ou na abertura da válvula são distúrbios de alimentação.

Distúrbios de Demanda

É uma mudança na saída de energia (ou material) do processo. No nosso exemplo do trocador de calor, as mudanças da temperatura da água fria e na vazão da água são distúrbios de demanda.

Estes distúrbios são usualmente chamados mudanças da carga de alimentação e mudanças de carga de demanda, respectivamente. Existem diferenças importantes na reação de um processo a estes 2 tipos de mudanças de carga.

Distúrbios de Set-Point

É a mudança no ponto de trabalho do processo. As mudanças de setpoint 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 circuito inteiro para serem medidas e controladas.

Curvas de Reação do Processo

Pode-se aprender muita coisa sobre aquelas características de um processo que determinam sua controlabilidade pelo estudo das reações das variáveis do processo, provocadas por mudanças de cargas em condições de não controle. Na discussão que segue, o processo representado pelo trocador de calor, pode ser suposto estar em condição estável. É mostrado o efeito de mudanças bruscas em degrau na alimentação e na demanda. As curvas de reação são dadas para várias combinações de RC e tempo morto.

O trocador de calor 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.

Nestas condições, como reagiria a temperatura de saída da água quando se fizer mudanças bruscas na carga de alimentação e na carga de demanda?

Processo Monocapacitivo (de 1ª Ordem)

A figura 7 mostra as curvas de reação em condições de não controle que seguem a uma mudança brusca na carga de alimentação. 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 estado 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 um excelente exemplo que mostra como a capacitância calorífica da água e a resistência ao fluxo do calor atrasam o aumento da temperatura. Este retardo é o atraso de capacitância.

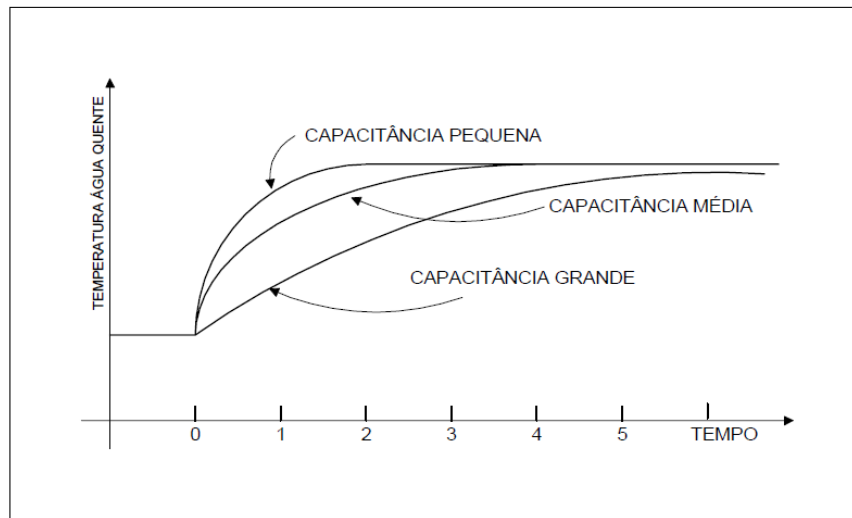


Figura 7

Os processos monocapacitivos são mais fáceis de controlar pelas seguintes razões:

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

Utilizando o diagrama de blocos temos:

O numerador representa o Ganho Estático do processo (G_s), isto é, o ganho do processo para alterações permanentes e sem oscilações de setpoint, já que para alterações permanentes de setpoint a frequência assume valor igual a zero.

O denominador representa uma variável complexa. No caso demonstrado, o valor do par RC formado pela resistência e pela capacitância do processo tem valor igual a 2 segundos, e por fim, a variável “ s ” representa o valor da frequência, em radianos por segundo, se for aplicada à entrada um sinal variante no tempo.

Deve ser observado que o processo se encontra em malha aberta, isto é, não está sendo realimentado. Desta forma, para que ocorra variação no processo (PV) é necessário uma alteração no valor da variável manipulada (MV), sendo que o novo valor da variável do processo não será aqui utilizado para restabelecer controle.

O Ganho de Malha Aberta pode ser facilmente calculado pelo produto dos ganhos do processo e do controlador:

$GMA = G_c \times G_p$ sendo:

GMA = Ganho de Malha Aberta

G_c = Ganho do controlador

G_p = Ganho do processo

Processo Multicapacitivo (de 2ª ou Enésima Ordem)

Supõe-se 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 capacitâncias 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).

A figura 8 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.

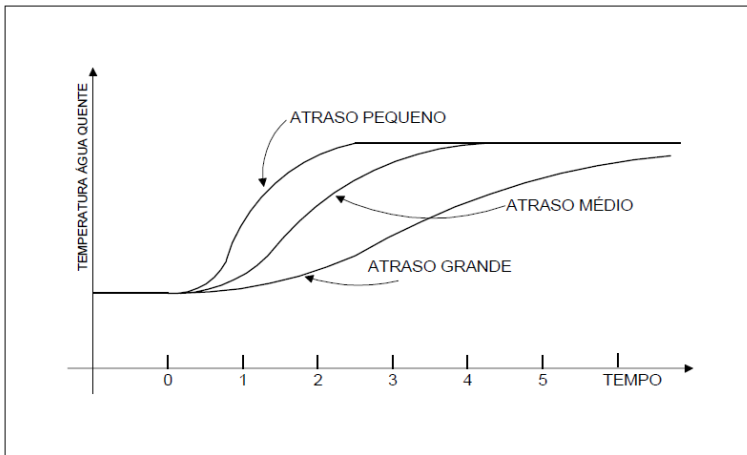


Figura 8

A comparação entre o gráfico do processo monocapacitivo e multicapacitivo ilustra uma diferença significativa entre os processos de capacitância simples e de 2 capacitâncias. A temperatura em vez de mudar imediatamente começa a subir vagorosamente, a seguir mais rapidamente, 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 C_1 da serpentina e a capacitância calorífica C_2 da água causa este retardo, atraso de capacitância, na temperatura.

A figura 8 mostra que se aumentar o atraso de capacitância no processo é preciso mais tempo para que a temperatura atinja 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.

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 imã interação de uma com a outra, de modo que a contribuição de cada uma é alterada pela interação. A figura compara as duas formas.

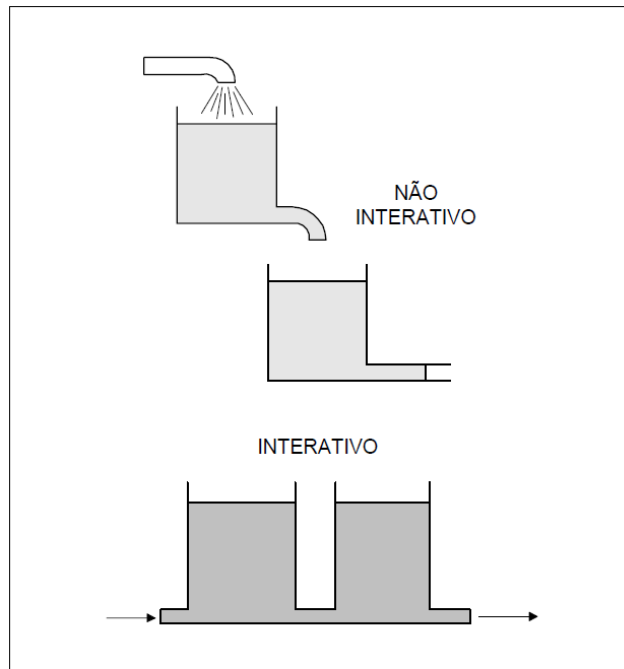


Figura 9

Na parte de cima da figura anterior, os níveis dos dois tanques não interagem, pois uma variação no nível do segundo tanque não afetará o nível do primeiro, e vice-versa.

A importância da interação é aquela que muda as constantes de tempo efetivas das capacidades individuais, de maneira bastante significativa. A equação que determina as constantes de tempo efetivas é irracional, e sua solução é relativamente complexa.

Efeito do Tempo Morto nos Processos

Como visto anteriormente, o tempo morto introduz um atraso de tempo desde a mudança do valor da variável manipulada até um início de mudança na variável controlada.

Em malha aberta somente notamos o efeito de seu atraso, entretanto, em malha fechada o que percebemos são oscilações no processo.

Estas oscilações serão tanto maiores quanto o ganho do controlador que estiver realimentando o processo em questão.

Oscilações do Processo (Malha Fechada)

Fundamentalmente, para que um processo apresente oscilações é necessário que esteja em malha fechada (realimentado) e que apresente tempo morto.

As oscilações serão tanto maiores quanto maior for o ganho do controlador e o período de oscilação dependerá exclusivamente dos valores de resistência e capacitância ali envolvidos, bem como do valor de tempo morto do processo relacionado.

É possível identificar características do processo também em malha fechada.

Em malha aberta a identificação consiste numa perturbação (distúrbio) no processo e a consequente observação da reação do processo, seja ele estável ou instável.

Facilmente o produto entre a resistência e a capacitância do processo e o tempo morto, em um simples gráfico poderá ser identificado.

Todavia, devemos observar que os processos industriais dificilmente apresentarão ganhos estáticos lineares, isto é, uma relação entre variação de variável controlada pela variação na variável que provocou o distúrbio igual em toda a faixa de trabalho.

Mais ainda, as características dinâmicas do processo como resistência e capacitância e tempo morto não serão mantidas para diferentes faixa operacionais.

Desta forma, a determinação das características fundamentais como o produto entre resistência e capacitância e o valor de tempo morto tendem a apresentar mais precisão se forem identificados em malha fechada pelo processo de oscilação constante.

Este procedimento consiste em implementar diferentes ganhos no controlador que estiver realimentando o processo a fim de se obter oscilações constantes na variável controlada.

O valor de ganho do controlador implementado capaz de manter o processo oscilando constantemente receberá o nome de Ganho Crítico (G_{crit}) e o Período de Oscilação do processo será denominado Período Crítico (P_{crit}). Através de duas equações podemos determinar os valores do produto de resistência e capacitância e de tempo morto.

$$\theta = \frac{P_{crit}}{2\pi\sqrt{(G_{crit}*G_s)^2 - 1}} \quad \text{Equação 1}$$

onde:

P_{crit} . = Período da oscilação

θ = Produto entre resistência e capacitância (RC)

G_{crit} . = Ganho crítico

G_s = Ganho estático do processo

$$TM = \frac{P_{crit}}{2 \left(1 - \frac{\arctg\sqrt{(G_{crit} * G_s)^2 - 1}}{\pi} \right)}$$

onde:

$P_{crit.}$ = Período da oscilação

TM = Tempo Morto

$G_{crit.}$ = Ganho crítico

G_s = Ganho estático do processo

Resposta Ideal do Controle

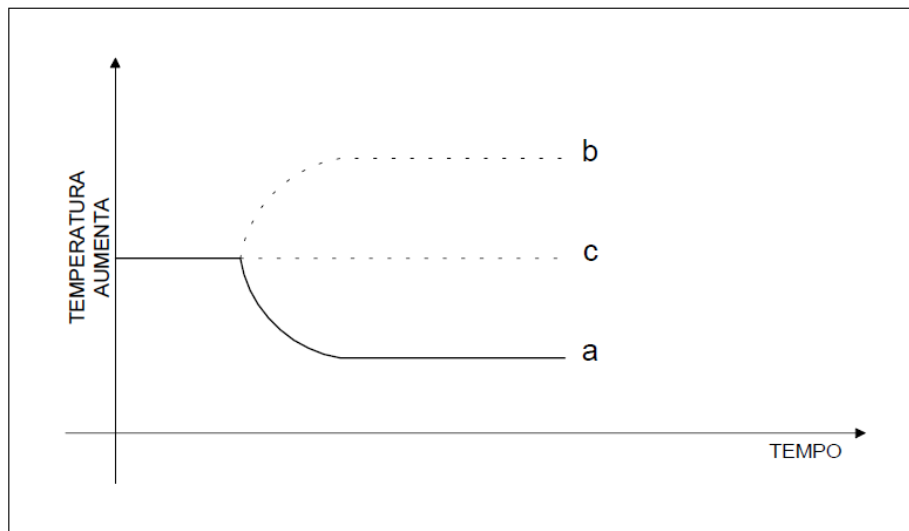


Figura 10

A figura 10, fornece as curvas de reação em condições de não controle do trocador de calor, que utilizamos como exemplo, em resposta a mudanças 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 curva "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. Isto apenas é verdade quando as constantes de tempo são iguais.

As curvas de reação de um processo monocapacitivo e esta apresentada na página anterior 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 praticamente impossíveis de produzir.

Efeito do Tempo Morto em Processos Multicapacitivos

Se em nosso processo típico aumentarmos a distância do nosso sensor em relação 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 seguir mostra o efeito do tempo morto em processo multicapacitivo.

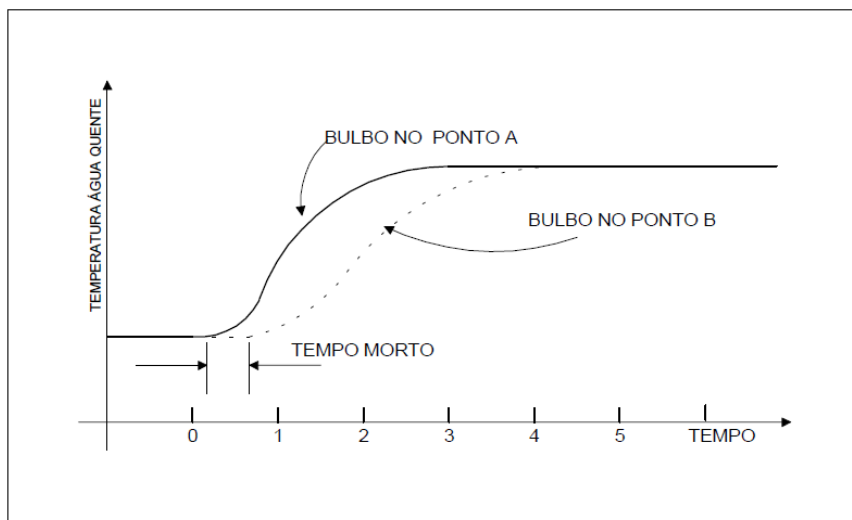
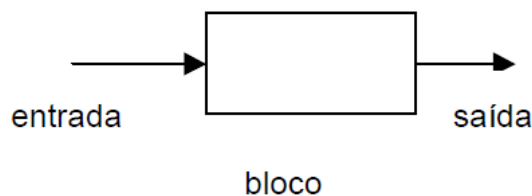


Figura 11

Diagrama de Blocos

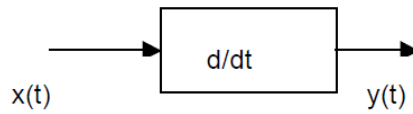
diagrama de blocos é uma representação simples da relação de causa e efeito entre a entrada e a saída de um sistema físico.

Forma elementar:



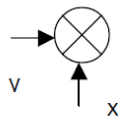
As flechas dão a direção da informação e o interior do bloco (função de transferência do elemento) contém uma descrição do elemento ou símbolo da operação a ser aplicada à entrada proporcionando a saída.

Exemplo:



Se, $x(t) = at^2 + t$

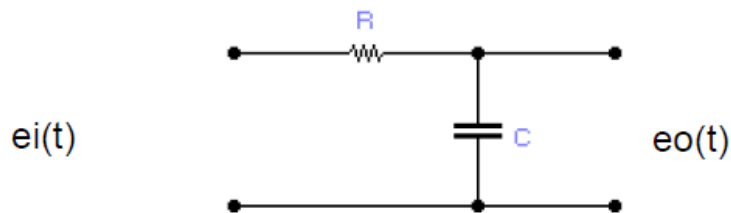
Então $y(t) = 2at + 1$



Ponto de soma

Construção de um Diagrama de Blocos

Exemplo com circuito elétrico RC:



$$e_i(t) = R \cdot i(t) + 1/C \int i(t) dt$$

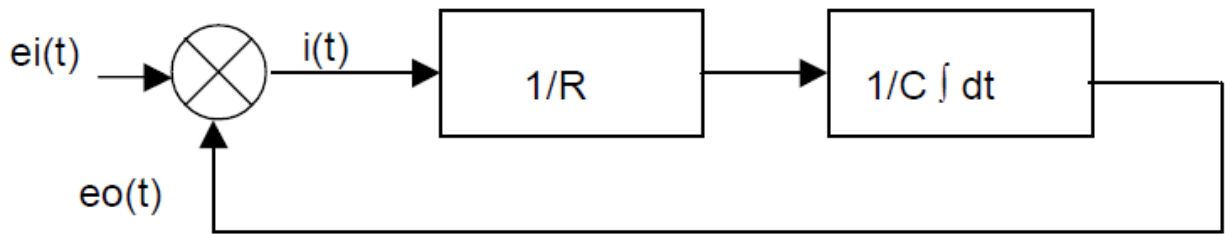
$$e_o(t) = 1/C \int i(t) dt$$

onde: $e_i(t)$ = tensão de entrada

$e_o(t)$ = tensão de saída

$R \cdot i(t)$ = queda de tensão sobre o resistor;

$1/C \int i(t) dt$ = queda de tensão sobre o capacitor.



A Transformada de Laplace

A transformada de Laplace facilitará em muito os cálculos envolvendo funções diferenciais (método clássico).

Basicamente, a transformada de Laplace torna as equações diferenciais em equações algébricas, facilitando o manuseio das equações.

Entretanto, uma equação diferencial no domínio do tempo, ao ser transformada passa a ter seu domínio na frequência.

Para o estudo de controle de processos, é necessário o conhecimento de ao menos 3 transformadas:

$$\mathcal{L} \{ i(t) \} = I(s);$$

$$\mathcal{L} \{ \int i(t) dt \} = I(s) / s$$

$$\mathcal{L} \{ d i(t) / dt \} = I(s) \cdot s$$

Exercícios

Definições em Controle Automático de Processo

1. Qual o principal objetivo do controle automático?
2. Como funciona a malha de controle fechada?
3. Como é chamada a variável que deve ser mantida dentro dos limites?
4. Como é chamada a variável que sofre a correção?

Processo Típico

1. O que significa o termo processo?
2. Do que depende a energia de saída de um processo?

3. Defina quando um processo está em equilíbrio.
4. Defina um processo auto-regulado.
5. Defina um processo sem auto-regulação.
6. Normalmente qual é a variável controlada do processo?
7. Normalmente qual é a variável manipulada do processo?

Propriedades do Processo

1. Quais são as três propriedades que causam atraso de tempo no processo?
2. Defina o que é resistência em um processo.
3. Defina o que é capacitância em um processo.
4. Defina o que é capacidade.
5. Qual a vantagem e a desvantagem de um processo com capacitância relativamente grande?
6. Defina o que é tempo morto em processo.
7. Das três propriedades, qual é a mais problemática?

Tipos de Distúrbios no Processo

1. Defina o que é um distúrbio de alimentação.
2. Defina o que é um distúrbio de demanda.
3. Diga por que os distúrbios de set-point são difíceis de controlar.

Curva de Reação de um Processo

1. Qual a finalidade das curvas de reação de um processo?
2. Defina o que é um processo monocapacitivo.
3. Por que os processos monocapacitivos são mais fáceis de controlar?
4. Defina o que é um processo multicapacitivo.
5. Por que os processos multicapacitivos são mais difíceis de controlar?
6. Qual a importância da interação nos processos multicapacitivos?
7. Qual das três propriedades não aparece em processos monocapacitivos?
8. Qual o efeito do tempo morto em processos multicapacitivos?

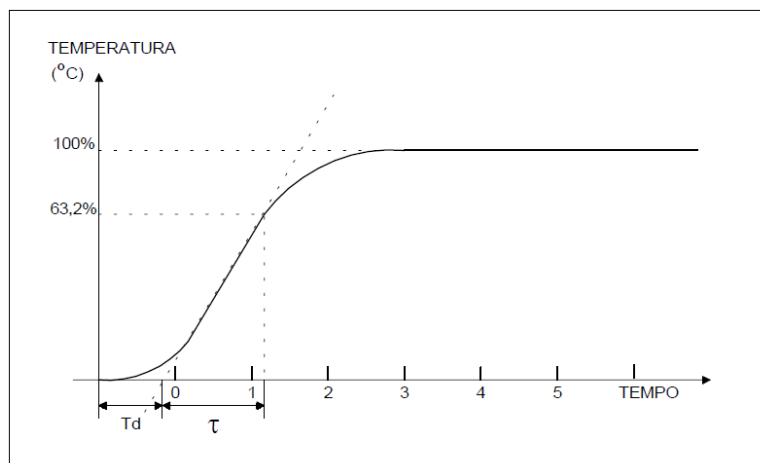
Mudanças de Carga de Alimentação e Demanda

Objetivos

1. Determinar a constante de tempo e o tempo morto do processo, baseado na curva de resposta do processo, para variações de alimentação.
2. Determinar a constante de tempo e o tempo morto do processo, baseado na curva de resposta do processo, para variações de demanda.

Comentário

A dificuldade de separar os sistemas e determinar a constante de tempo de cada um, conduz a seleção de um método de aproximação para calcular a função de transferência do processo. Este método se baseia na aproximação de um único sistema com tempo morto.



Este método será comprovado na sequência de AL. A resposta do processo será registrada em função do tempo. Em cima da curva de resposta do processo traça-se uma reta cortando o eixo de tempo.

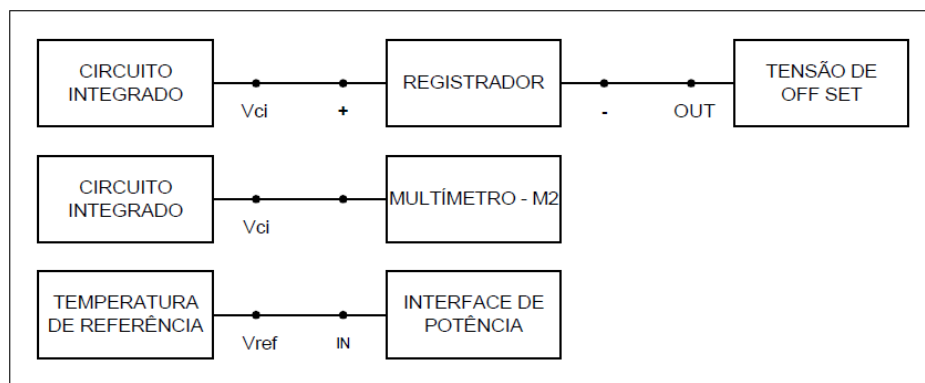
A distância entre a origem e o ponto de interseção da reta com o eixo de tempo, se denomina tempo morto (T_d). A partir deste ponto de interseção, se considera que a resposta corresponde a um sistema de 1ª ordem, com constante de tempo (t). O tempo " t " é igual ao intervalo compreendido entre a interseção da reta com o eixo de tempo até o ponto para o qual se alcança 63,2% da temperatura máxima, no caso do nosso exemplo.

Equipamentos Requeridos

- 1 - Registrador
- 1 - PCT-2: unidade de controle
- 1 - Jogo de cabos de ligação (2 x 2) e um (2 x 4)

Experiência - Tempo Morto

1. A partir de agora você vai observar a variação de um processo em função da variação de alimentação.
2. Mude as chaves para as posições indicadas abaixo:
S1 = Desligada
S2 = Normal
S3 = Normal
S4 = Desligada
3. Verifique se o obturador do soprador está totalmente aberto, isto é, na posição "1".
4. Monte as ligações na unidade de controle de acordo com o esquema abaixo:



5. Coloque os sensores na extremidade esquerda do tubo do processo e tape os orifícios do lado direito.
6. Ligue a unidade de controle.
7. Ligue o registrador (tecla power).
8. Ajuste a tensão de referência V_{ref} , com o potenciômetro P1 para 1V e verifique este valor com o voltímetro M2.
9. Ajuste a sensibilidade do registrador para 0,2 V e sua velocidade para 10mm/seg.
10. Ajuste a caneta do registrador sobre o início da escala, através do potenciômetro P3.
11. Passe a chave S1 para a posição ON e ajuste o P4 até o M2 indicar 1,5V. Volte a chave S1 para a posição OFF.
12. Ponha em funcionamento o registrador (tecla start) e no mesmo instante passe a chave S1 da posição OFF para a posição ON.
13. Desligue a carta do registrador (tecla start) após o registro do tempo morto.

Valor do Tempo Morto para distúrbio de alimentação: _____

14. Retorne a chave S1 para a posição OFF.
15. Espere o processo estabilizar.
16. A partir deste passo você irá observar a variação de um processo em função da mudança de demanda.
17. Ajuste a caneta do registrador sobre o início da escala, através do potenciômetro P3.
18. Ponha em funcionamento o registrador (tecla start) e no mesmo instante passe o obturador do soprador para a posição "4".
19. Desligue a carta do registrador (tecla start) após o registro do tempo morto.

Valor do Tempo Morto para distúrbio de demanda: _____

Experiência - Constante de Tempo

1. A partir de agora você vai observar a variação de um processo em função da variação de alimentação.
2. Mude as chaves para as posições indicadas abaixo:

S1 = Desligada

S2 = Normal

S3 = Normal

S4 = Desligada
3. Verifique se o obturador do soprador está totalmente aberto, isto é, na posição "1".
4. Monte as ligações na unidade de controle de acordo com o esquema da experiência de tempo morto.
5. Coloque os sensores na extremidade esquerda do tubo do processo e tape os orifícios do lado direito.
6. Ligue a unidade de controle.
7. Ligue o registrador (tecla power).
8. Ajuste a tensão de referência V_{ref} , com o potenciômetro P1 para 1V e verifique este valor com o voltímetro M2.
9. Ajuste a sensibilidade do registrador para 0,5 V e sua velocidade para 0,5 mm/seg.

10. Ajuste a caneta do registrador sobre o início da escala, através do potenciômetro P3.
11. Passe a chave S1 para posição ON e ajuste P4 até o M2 indicar 1,5V. Volte a chave S1 para a posição OFF.
12. Ponha em funcionamento o registrador (tecla start) e no mesmo instante passe a chave S1 da posição OFF para a posição ON.
13. Desligue a carta do registrador (tecla start) após a estabilização do processo (aproximadamente 10 minutos).
14. Retorne a chave S1 para a posição OFF.
15. Espere o processo estabilizar.

Valor da Constante de Tempo para distúrbio de alimentação:

16. A partir desse passo você irá observar a variação de um processo em função da mudança de demanda.
17. Ajuste a caneta do registrador sobre o início da escala, através do potenciômetro P3.
18. Ponha em funcionamento o registrador (tecla start) e no mesmo instante passe o obturador do soprador para a posição "4".
19. Desligue a carta do registrador (tecla start) após a estabilização do processo.

Valor da Constante de Tempo para distúrbio de demanda:

Responda:

Os valores de tempo morto e de constante de tempo são iguais para diferentes tipos de distúrbios?

Ações de Controle

Controle Automático Descontínuo

Os sistemas de controle automático descontínuos apresentam um sinal de controle que normalmente assume apenas dois valores distintos. Eventualmente, este sinal poderá ser escalonado em outros valores.

Podemos dispor dos seguintes tipos de sistemas de controle descontínuos:

- de duas posições (com ou sem histerese);
- por largura de pulsos;
- de três posições.

Sistema de Controle Descontínuo de Duas Posições

Num sistema de controle descontínuo de duas posições, o controlador apresenta apenas dois níveis de saída: alto e baixo (on/off).

Controle Descontínuo de Duas Posições sem Histerese

O sistema mostrado na figura 1, exemplifica um controle de duas posições sem histerese.

O elemento controlador tem como função comparar o valor medido pelo transmissor de temperatura com o valor desejado e, se houver diferença, enviar um sinal ao elemento final de controle (abrir ou fechar a válvula), no sentido de diminuir o erro (fig. 2).

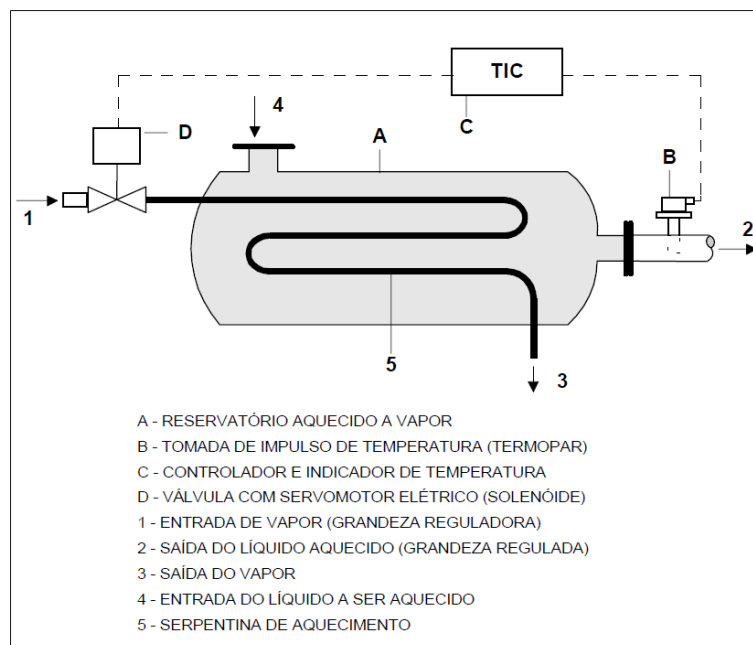


Figura 1

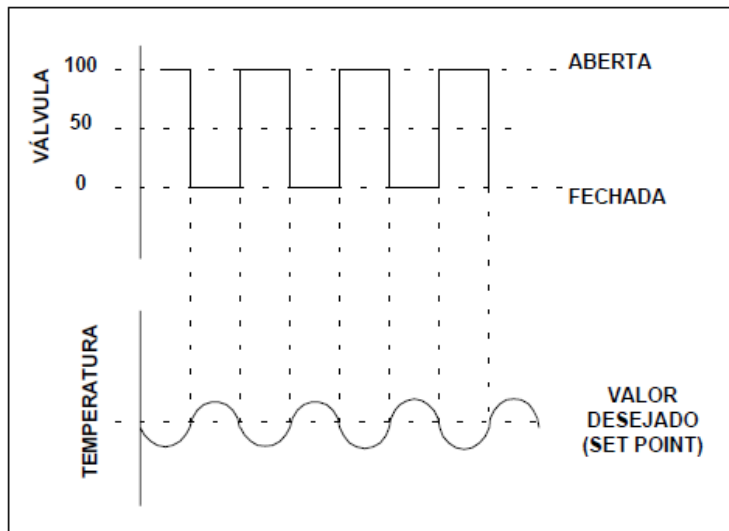


Figura 2

Controle Descontínuo de Duas Posições com Histerese

O sistema a seguir mostra um controle descontínuo de duas posições com histerese.

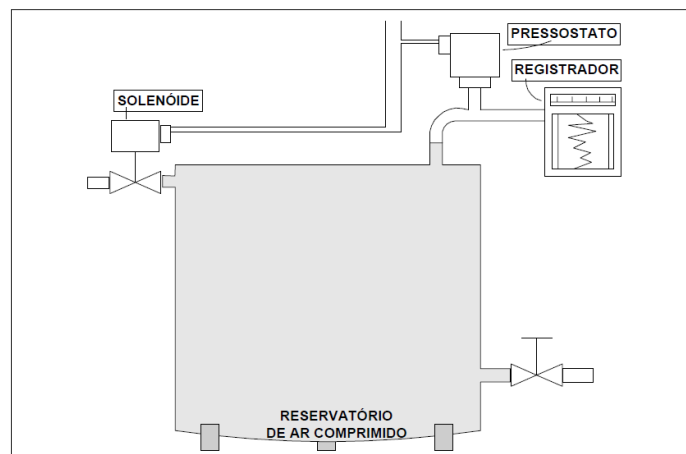


Figura 3

O reservatório é alimentado com ar comprimido cuja pressão é constante e igual a 1.2 Kgf/cm². 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 diferencial), controla uma válvula colocada em série na entrada do reservatório. Um registrador, cujo gráfico avança com uma velocidade de 1mm/s, permite registrar as variações da pressão em função do tempo.

O gráfico da figura 4 página mostra as variações de pressão ao longo do tempo (A) e o acionamento da válvula na mesma base de tempo (B).

Analisando os gráficos A e B, nota-se que nos tempos 1, 2 e 3 (0 a 2,95 min). O pressostato acionou o fechamento da válvula quando a pressão era 0,8 Kgf/cm² e abertura da mesma quando a pressão for inferior a 0,5 Kgf/cm².

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 tempos 1', 2' e 3' (2,95 a 5,00 min), o diferencial de pressão é de apenas 0,1 Kgf/cm^2 .

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

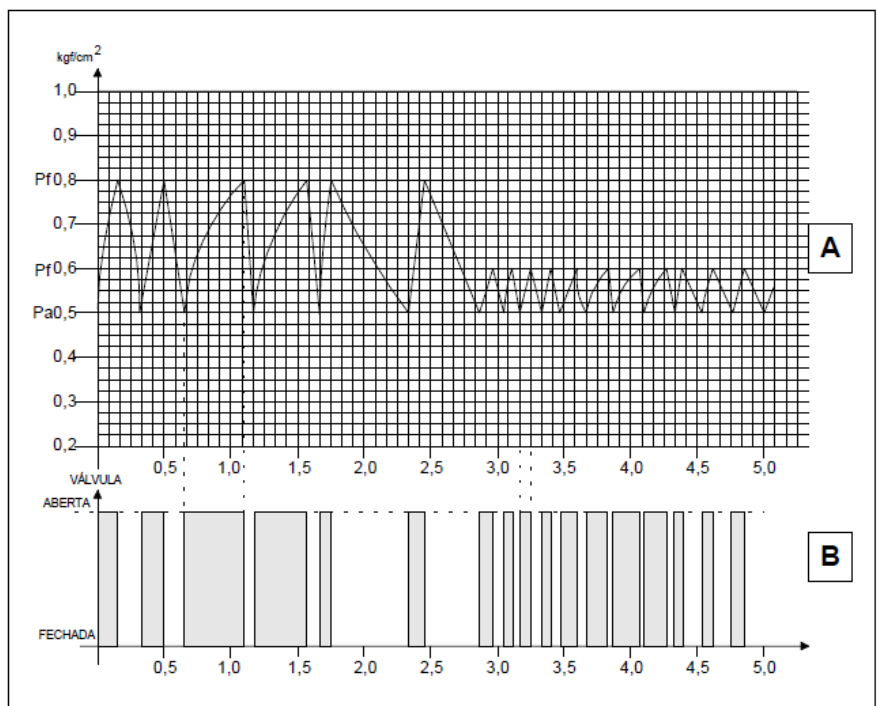


Figura 4

Sistema de Controle Descontínuo Por Largura de Pulsos

Num sistema de controle descontínuo por largura de pulso, o controlador apresenta dois níveis de saída: alto e baixo (on/off) ou ativado e desativado (figura 5). O tempo de permanência em nível ativada ou desativada depende da amplitude do erro. O período do sinal de saída do controlador é constante.

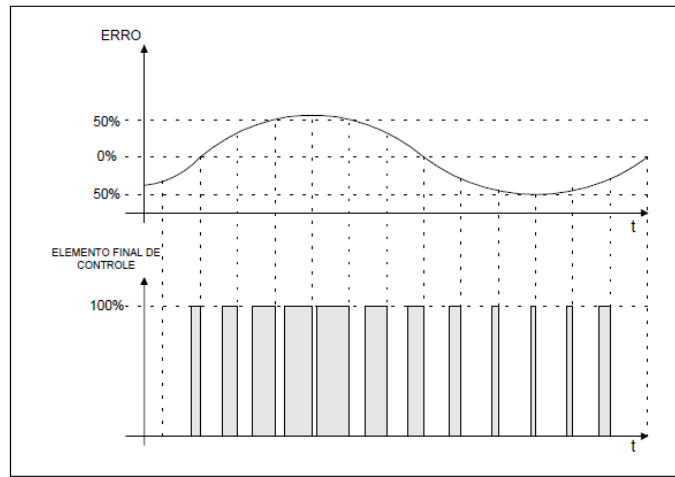


Figura 5

Sistema de Controle Descontínuo de Três Posições

Num sistema de controle descontínuo de três posições, o controlador pode fornecer um sinal de saída em três níveis (0, 50 e 100%), definidos em função do comprimento da variável controlada dentro da zona diferencial(figura 6).

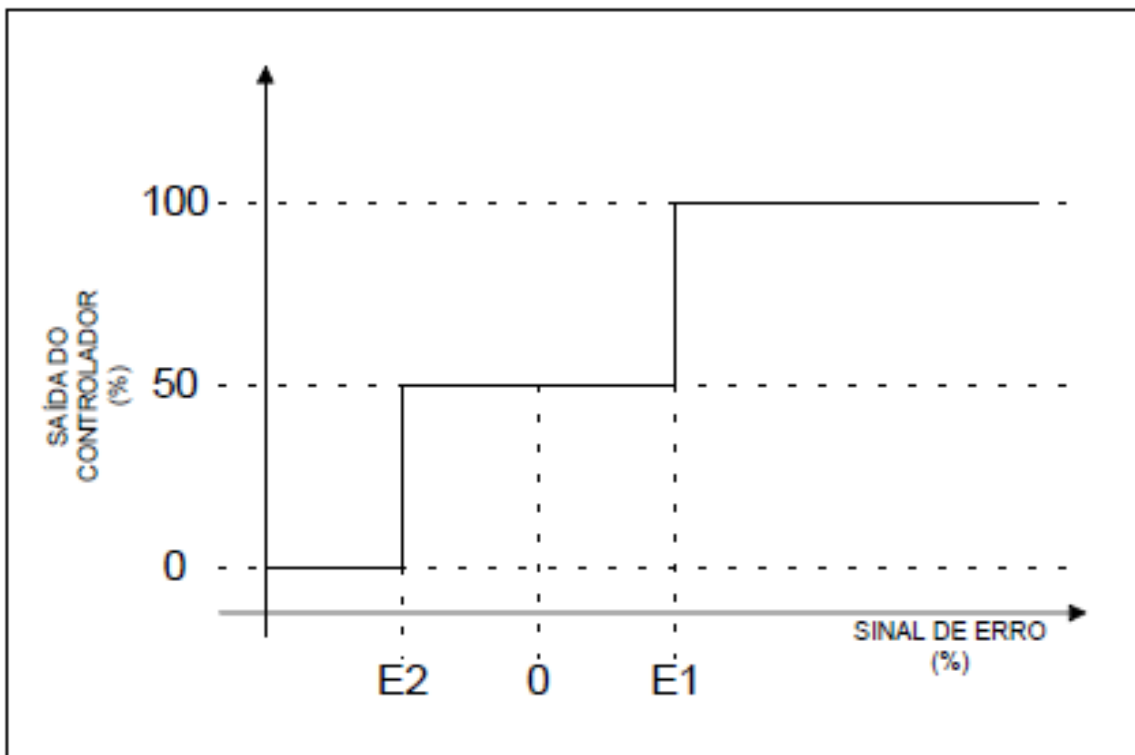


Figura 6

Os gráficos (figura 7) demonstram o comportamento dinâmico da variável controlada e do sinal de saída do controlador, para um caso hipotético.

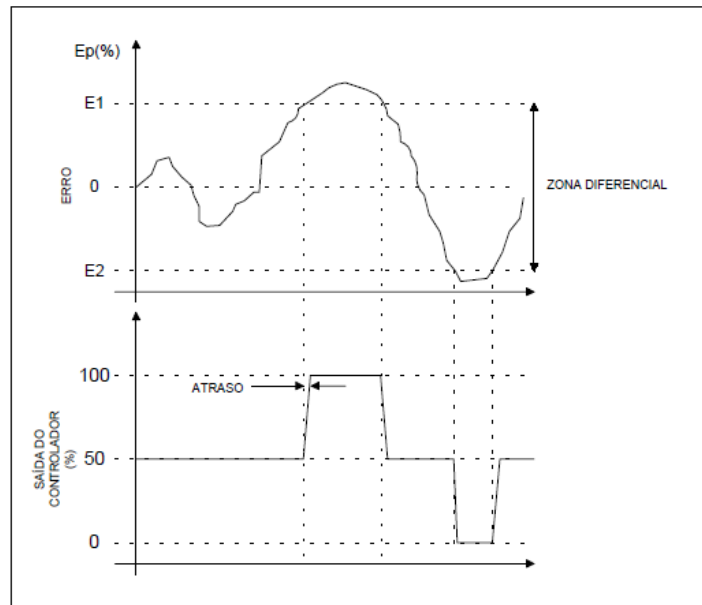


Figura 7

$E1$ = Erro máximo positivo

$E2$ = Erro máximo negativo

No controle mostrado pelo gráfico acima foram definidas as seguintes condições:

Saída do controlador = 100% quando $E_p > E1$

Saída do controlador = 50% quando $E2 < E_p < E1$

Saída do controlador = 0% quando $E_p < E2$

Controle Automático Contínuo

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

Naturalmente os controladores e os elementos finais de controle contínuo diferem dos de um controle descontínuo. Nos sistemas de controle descontínuo, a variável controlada varia em torno 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.

Na figura 8 é visto um sistema de controle contínuo:

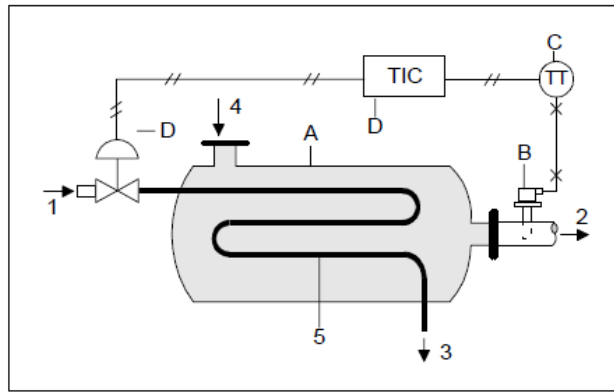


Figura 8

Característica de um Controlador Contínuo

Basicamente um controlador contínuo é composto por um conjunto de blocos conforme mostrado na figura 9:

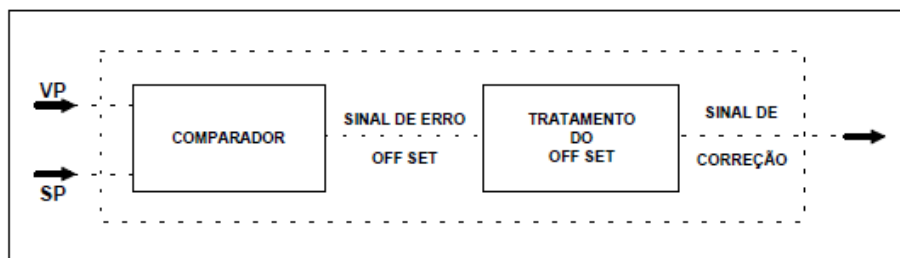


Figura 9

Onde:

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

TRATAMENTO = Tem como a função processar o sinal de erro (off-set). DO 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 Combinado

Controle Proporcional

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). Portanto, para cada valor de erro, temos um único valor de saída em correspondência (figura 10).

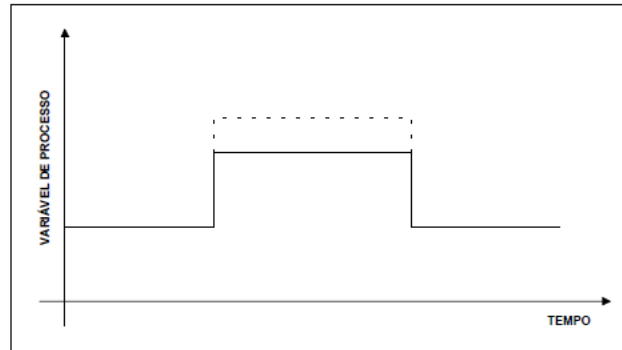


Figura 10

Na figura 11 é mostrado um diagrama de blocos de um controlador proporcional:

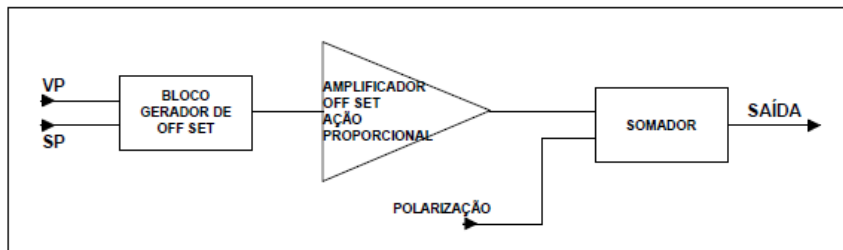


Figura 11

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

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

onde:

S = Sinal de saída

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

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

E = Off-set (erro), isto é, diferença entre a variável controlada e o set-point

Banda Proporcional

A faixa de erro (como no gráfico anterior a faixa A ou B), responsável pela variação de 0 a 100% do sinal de saída do controlador, é chamada BANDA PROPORCIONAL (BP).

Pode-se definir também como sendo o quanto (%) deve variar o off-set (erro), para se ter uma variação total (100%) da saída.

A relação existente entre ganho e banda proporcional é: $BP = 100/G$

O gráfico a seguir mostra a característica da banda proporcional:

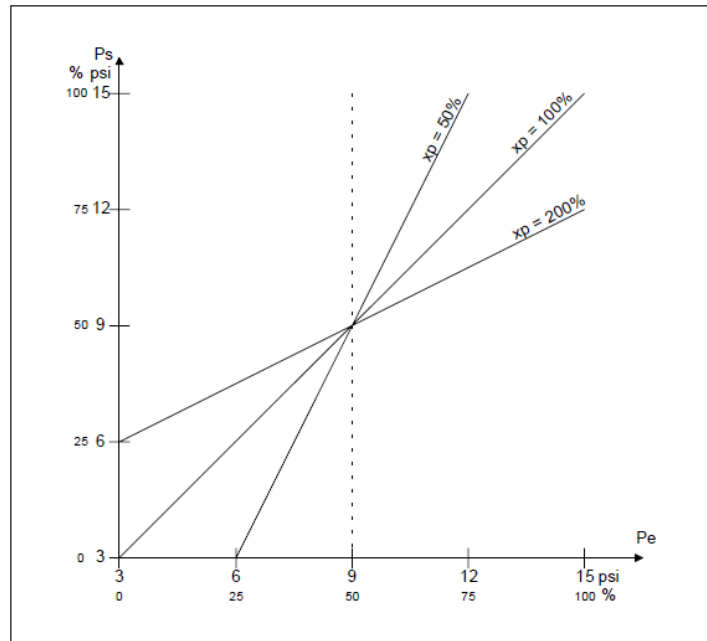


Figura 12

Observe que se a banda proporcional é inferior a 100%, (no caso 50%), para se obter uma variação total de 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_o é normalmente escolhido em 59% da faixa de saída, pois desta forma o controlador terá condição de corrigir erros tanto acima como abaixo do set-point.

Cálculo da Saída de um Controlador P

Observe a malha mostrada abaixo:

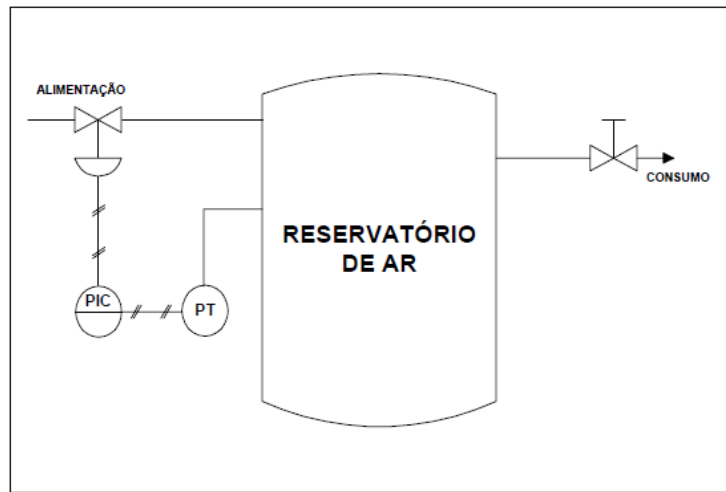


Figura 13

Supondo que a faixa de medição PT seja 0 a 10 Kgf/cm², e a pressão no reservatório seja 5 Kgf/cm², a saída do controlador (SPIC) estará em 50%.

Num dado momento, a pressão do reservatório aumenta para 6 Kgf/cm² (60% da faixa), o que acontecerá com a saída do controlador sabendo-se que o mesmo possui banda proporcional = 125%?

Para responder esta questão, inicialmente deve-se analisar a malha como um todo, observando que será necessário fechar a válvula para que a pressão no reservatório volte o set-point 50%. Sabendo-se que o elemento final de controle (válvula) fecha a sua passagem com o aumento do sinal aplicado em si (válvula do tipo AFA "Abertura por Falta de Ar"), portanto o sinal de saída do controlador para a válvula deverá aumentar.

Sendo assim, neste exemplo quando a variável de processo for maior que o set-point, ou seja, um erro (off-set) positivo, a saída do controlador deve aumentar, o que caracteriza AÇÃO DE SAÍDA DIRETA.

o off-set positivo ($VP > SP$) e o controlador necessitar diminuir a sua saída, esta situação caracteriza uma AÇÃO DE SAÍDA REVERSA.

Resumindo:

Off-set mais Positivo → Saída aumenta

AÇÃO DIRETA

Off-set mais Negativo → Saída diminui

Off-set Positivo → Saída diminui

AÇÃO REVERSA

Off-set Negativo → Saída aumenta

Voltando ao problema anterior, pode-se agora calcular a saída do controlador, pois:

$$P_o = 50\%$$

$$E = VP - SP = 60\% - 50\% = 10\%$$

$$G = 100 = 100 = 0,8$$

BP 125

Ação de Saída = Direta

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

$$SPIC = 58\% = 9,96 \text{ PSI}$$

Pode-se ainda calcular a saída utilizando as unidades da faixa de instrumentação, como por exemplo 3 a 15 PSI, sendo

$$S = 9 + (0,8 \times E) \text{ PSI}$$

$$\text{onde: } E = VP - SP = 10,2 (60\%) - 9 = 1,2 \text{ PSI}$$

$$S = 9 + (0,8 \times 1,2) = 9 + 0,96 = 9,96 \text{ PSI}$$

$$SPIC = 9,96 \text{ PSI (58\%)}$$

Obs.: Nunca calcule o erro em % e depois converta em PSI. Calcule o erro diretamente em PSI.

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 erro. Enquanto houver erro, a saída estará aumentando ao longo do tempo.

A figura 14 mostra a variação do sinal de saída (PS) de um controlador pneumático, em função do tempo, supondo que o Set-Point seja em 50% e o sinal de entrada (Pe) do controlador varie em degrau passando de 9 PSI (50%) para 10 PSI (58%).

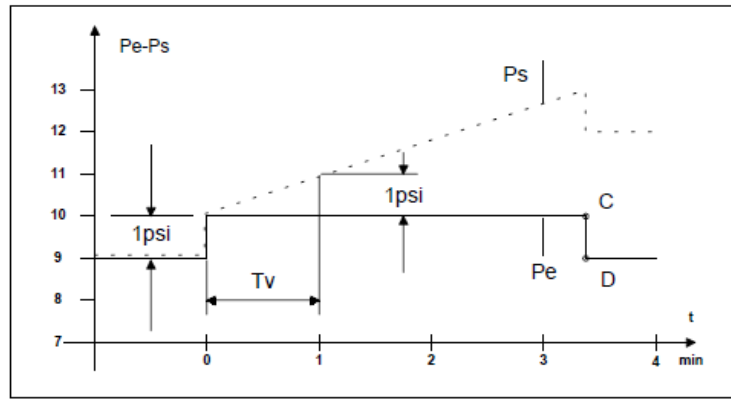


Figura 14

Observe que a saída do controlador Ps (linha pontilhada), aumenta instantaneamente em $t=0$ (momento que acontece um degrau na entrada do controlador) de 9 a 10 PSI e depois vai aumentando, com velocidade constante, enquanto dura o degrau imposto na entrada do controlador. Esta variação em forma de rampa provocada pela ação integral.

O tempo T_v é o tempo necessário para que a saída do controlador (Ps) devido a ação integral tenha variado a mesma quantidade que devido a ação proporcional a saída variou no instante $t=0$, ou seja, no exemplo mostrado no tempo $t=0$ a saída variou em 1 PSI e após decorrido T_v a saída mais 1 PSI.

Neste exemplo, $T_v = 1,2$ min. A este tempo T_v é dado o nome de Tempo Reset e é expresso em Minutos Por Repetição (MPR).

A ação integral pode também ser denominada Taxa Reset e expressa em Repetições Por Minuto (RPM). A relação entre Tempo Reset e Taxa Reset é: Tempo Reset (MPR) = $1/\text{Taxa Reset (RPM)}$

A figura abaixo mostra as curvas de saída de um controlador com diferentes ajustes de integral.

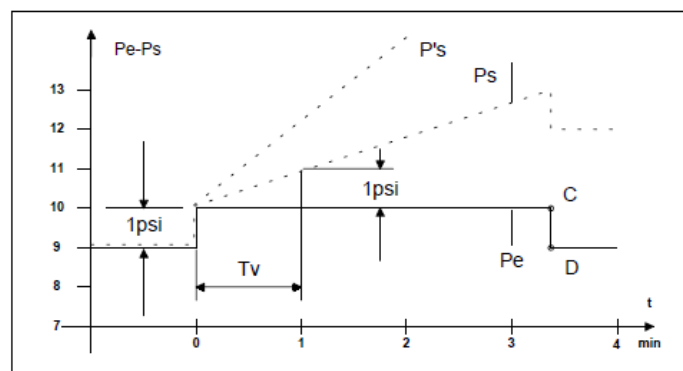


Figura 15

Cálculo de Saída de um Controlador P + I

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

Obs.: Malha aberta significa dizer que o sistema de controle está com sua realimentação interrompida, por exemplo a saída do controlador não conectada a válvula.

$$St = So \pm (G \times E) \times (1 + \text{Taxa Reset} \times t)$$

onde:

So = valor do sinal de saída no instante em que ocorre uma variação em degrau no sinal de entrada (erro)

G = ganho (ação proporcional)

E = erro (VP - SP)

Taxa Reset = n° de RPM (ação integral)

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

St = valor da saída após transcorrido o tempo "t"

Supondo o controle mostrado a seguir, considere:

SET-POINT = 40%

TIC \Rightarrow BP = 80%

Range do TT = 0 a 100°C

Taxa Reset = 1,3 RPM

Válvula Fechada por Falta de Ar (FFA)

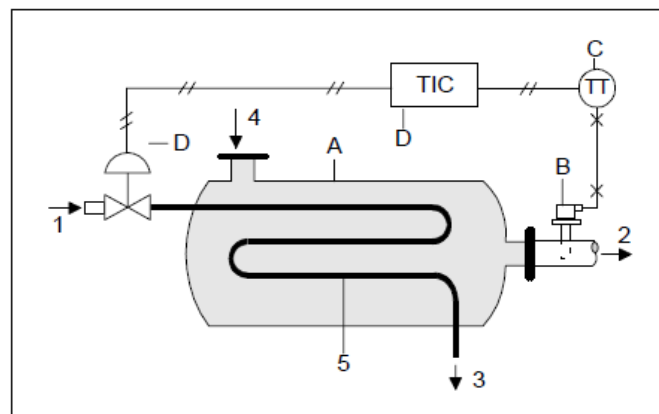


Figura 16

Num dado instante a temperatura de saída do produto está em 40°C e a saída do TIC = 50%, neste momento o set-point do TIC é alterado para 50%. Qual o valor de saída do TIC, após

decorrido 1 min? Considerar que durante este 1 min não ocorrerá nenhuma variação de temperatura de saída do produto (Análise em malha aberta).

Para solucionar o problema, inicialmente determina-se a ação que o controlador irá trabalhar.

Como o set-point aumentou em relação a variável de processo (erro negativo), a válvula deverá abrir para a temperatura da variável aumentar e para a válvula abrir é necessário mais sinal (ar) em sua entrada, portanto a ação do controlador deve ser reversa.

Então:

$$G = 100 = 100 = 1,25 \text{ Taxa Reset} = 1,2 \text{ RPM}$$

$$\text{BP } 80$$

$$E = \text{VP} - \text{SP} = 40\% - 50\% = -10\% \text{ Ação: Reversa}$$

$$t = 1,2 \text{ min } S_o = 50\%$$

$$S_t = 50\% - (1,25 \times -10\%) \times (1 + 1,2 \times 1,2)$$

$$S_t = 50\% - (-12,5\%) \times (1 + 1,44)$$

$$S_t = 50\% - (-30,5\%)$$

$$S_t = 80,5\%$$

Portanto após 1,2 min a saída do controlador será 80,5%.

Controle Proporcional + Derivativo

Nos controladores com ação Derivativa (Controle Antecipatório), a saída do controlador é proporcional a velocidade de variação do erro na entrada.

Na figura 17 mostra a saída "Ps" (linha pontilhada) de um controlador, no caso pneumático, somente com ação proporcional.

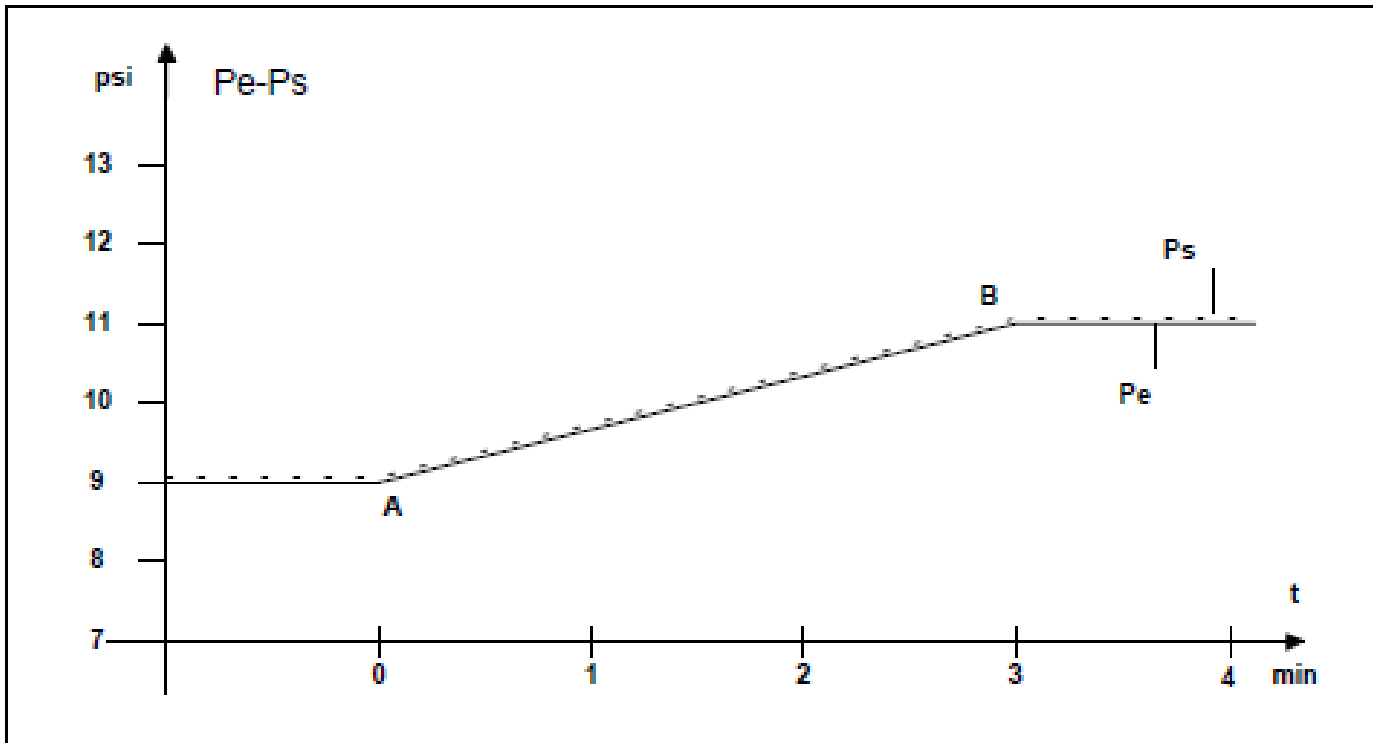


Figura 17

Se a variação na entrada (P_e) se apresentar em forma de rampa (velocidade constante), devido a ação proporcional, a saída P_s varia na mesma proporção que P_e .

A introdução da ação derivativa no controle, pode ser vista na figura 18.

AÇÕES DE CONTROLE

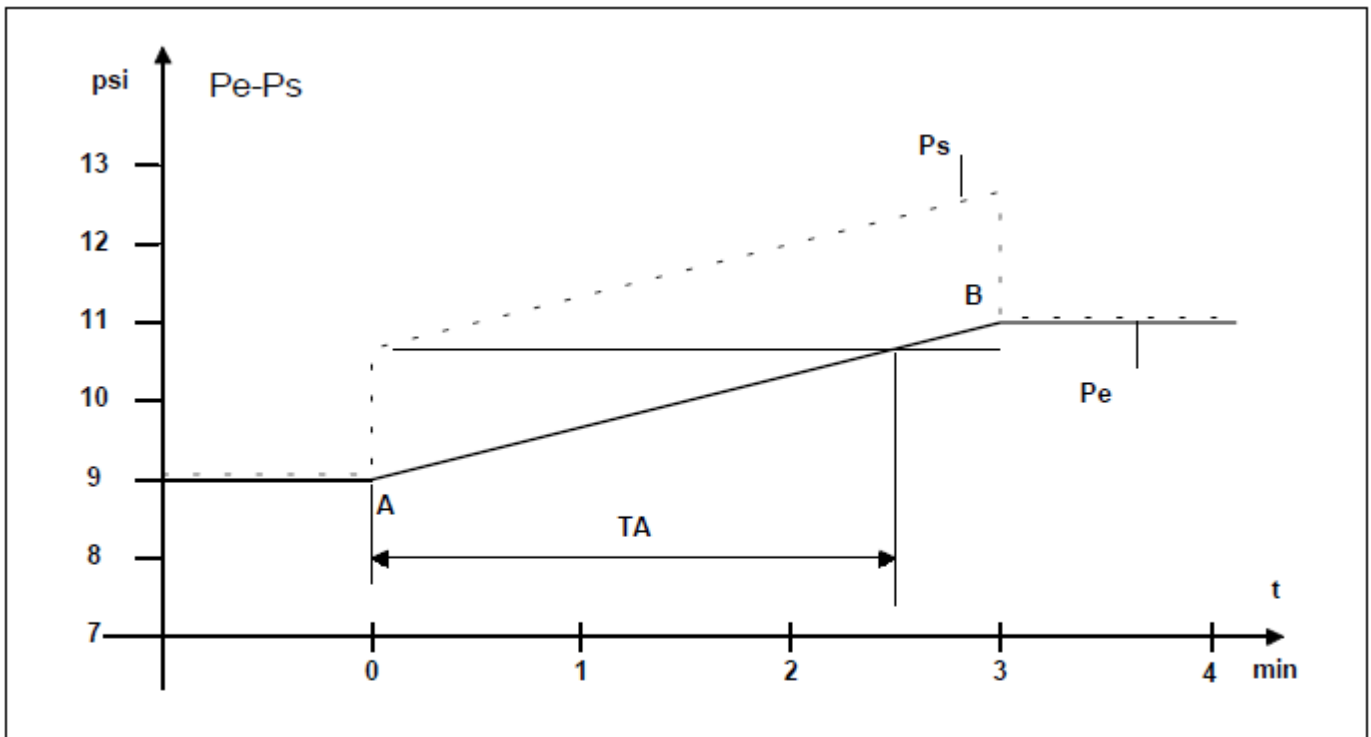


Figura 18

Observe que no instante em que a entrada P_e começa a variar (ponto A), a saída P_s sofre um incremento de 12,5% (1,5 PSI) e em seguida aumenta com a mesma velocidade da variação de entrada P_e . O aumento rápido inicial é devido à ação derivativa, enquanto o aumento gradual que segue é devido à ação proporcional.

Analisando o gráfico, o tempo de antecipação T_a é o tempo que a ação derivativa se antecipa ao efeito da ação proporcional, ou seja, houve uma antecipação de 12,5% na saída inicialmente e após T_a minutos a saída variou mais 12,5%.

A ação derivativa pode ser denominada como Pré-Act.

Cálculo da Saída de um Controlador P + D

A análise matemática de um controlador prop. + deriv. deve ser feita considerando um sinal de erro em rampa e em malha aberta, obedecendo a seguinte expressão:

$$S_t = S_o \pm G \times (E_t + \text{Pré-Act} \times V_d)$$

onde:

- S_o = valor do sinal de saída no instante em que ocorre uma variação em rampa no erro
- G = Ganho (Ação Proporcional)
- E_t = Erro após "t" minutos

- Pré-Act = Tempo antecipatório (Ação Derivativa)
- Vd = Velocidade do desvio (%/min)
- St = valor do sinal de saída após "t" minutos

Supondo o controle mostrado abaixo, considere:

Set-Point = 50%

TIC \Rightarrow BP = 200%

Range do TT: 0 a 500°C

Ação: Reversa

Pré-Act = 1,5 min

Num dado instante, a temperatura de saída do produto está em 250°C e a saída do TIC = 50%, neste momento a temperatura do produto começa a cair 100°C/min. Qual o valor da saída do TIC, após decorrido 2 minutos? Obs.: O controle está em malha aberta.

Solução:

- Determinação do erro após "t" min.

t = 2 min.

SP = 50%

VP (após 2 min) = 250°C - (100°C/min x 2 min)

= 250°C - 200°C

= 50°C (10%)

Et = VP - SP = 10% - 50%

- G = 100 = 100 = 0,5

BP 200

- Vd = 100°C/min = 20%/min

- Pré-Act = 1,5 min

então:

St = 50% - $_$ 0,5 x [(-40%) + (1,5 min x 20%/min)]

St = 50% - $_$ 0,5 x [(-40%) + (1,5 min + 30%)]

St = 50% - $_$ 0,5 x [(-70%)]

St = 50% - (-35%)

St = 85%

Portanto a saída do controlador após 2 minutos será 85%.

Exercícios

Controle Automático Descontínuo

1. Defina o controle automático descontínuo.
2. Como atua a saída de um controlador do tipo duas posições?
3. Defina o controle duas posições sem histerese.
4. Defina o controle duas posições com histerese.
5. Defina o controle duas posições por largura de pulso.
6. Defina o controle descontínuo de três posições.

Controle Automático Contínuo

1. Qual a característica do controle automático contínuo?
2. Defina a ação proporcional.
3. defina a banda proporcional.
4. Desenhe a saída de um controlador proporcional para um erro em degrau com ganho = 1 e 2.
5. SP = 50%

Range: 0 a 18 Kgf/cm²

VP = 50%

Saída = 50%

BP = 75%

Ação: Reversa

Qual a pressão de saída deste controlador supondo que o tenha sido alterado para 62%?

Ps = PSI

6. Range = 0 a 35 m³/h

SP = 40%

VP = 35%

BP = 80%

Ação: Direta

Controlador eletrônico = 4 a 20 mA

Qual a corrente de saída deste controlador?

7. Defina a ação integral.

8. desenhe a saída de um controlador P + I para um erro em degrau com reset alto e baixo.

9. Supondo a malha mostrada abaixo, calcule:

Qual a pressão de saída do controlador após 2 minutos sabendo-se que a temperatura mudou de 100°C para 120°C ?

onde:

TIC - SP= 50% TT= Range: 0 a 200°C

BP= 230%

RESET= 0,8 RPM

Saída atual= 40%

Ação direta

10. Qual a pressão de saída do controlador após 1,5 minutos, sendo que a temperatura variou de 75°C para 80°C ?

onde:

TIC - SP= 40% TT= Range: 20 a 200°C

BP= 85%

RESET= 1,2 RPM

Saída atual= 55%

Ação reversa

11. Defina ação derivativa.

12. Desenhe a saída de um controlador P+D para um erro em forma de rampa com valor da derivativa alta e baixa.

13. Um controlador tem seu range de -100°C a +100°C. O mesmo está com a variável estabilizada no set-point, sendo 50% o sinal de saída. Sabendo-se que a variável variou 20°C/min para menos durante 2 minutos, calcule a saída deste controlador após 2 minutos, sendo:

BP= 200%

Ação reversa

Pré-Act = 1,5 min

14. O controlador de range 0 à 20 PSI está com a variável estabilizada no set-point em 12 PSI. Sabendo-se que sua saída encontra-se em 45%, calcule a sua saída após 1,5 min sendo que set point irá variar para mais em 2,5%/min. Dados:

BP= 200%

Pré-Act = 2min

Ação Direta