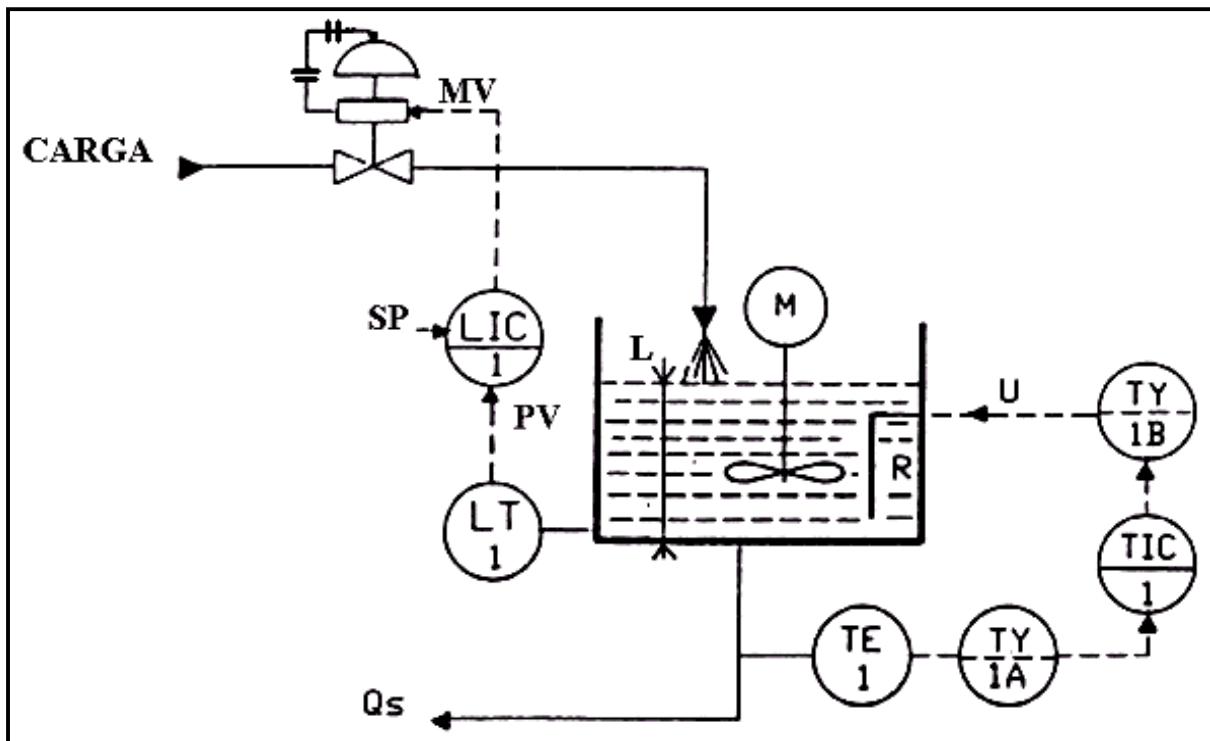


CPM - Programa de Certificação de Pessoal de Manutenção

Instrumentação

Fundamentos de Controle de Processo



FUNDAMENTOS DE CONTROLE DE PROCESSO

@ SENAI – ES, 1999

Trabalho realizado em parceria SENAI / CST (Companhia Siderúrgica de Tubarão)

Coordenação Geral Evandro de Figueiredo Neto (CST)
Robson Santos Cardoso (SENAI)

Supervisão Rosaldo Marcos Trazzi (CST)
Fernando Tadeu Rios Dias (SENAI)

Elaboração Adalberto Luiz de Lima Oliveira (SENAI)

Aprovação Wenceslau de Oliveira (CST)

SENAI - Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial
CTIIAF – Centro Técnico de Instrumentação Industrial Arivaldo Fontes
Departamento Regional do Espírito Santo
Av. Marechal Mascarenhas de Moraes, 2235
Bento Ferreira – Vitória – ES
CEP 29052-121
Telefone: (027) 334-5211
Telefax: (027) 334-5217

CST – Companhia Siderúrgica de Tubarão
Departamento de Recursos Humanos
Av. Brigadeiro Eduardo Gomes, s/n
Jardim Limoeiro – Serra – ES
CEP 29160-972
Telefone: (027) 348-1286
Telefax: (027) 348-1077

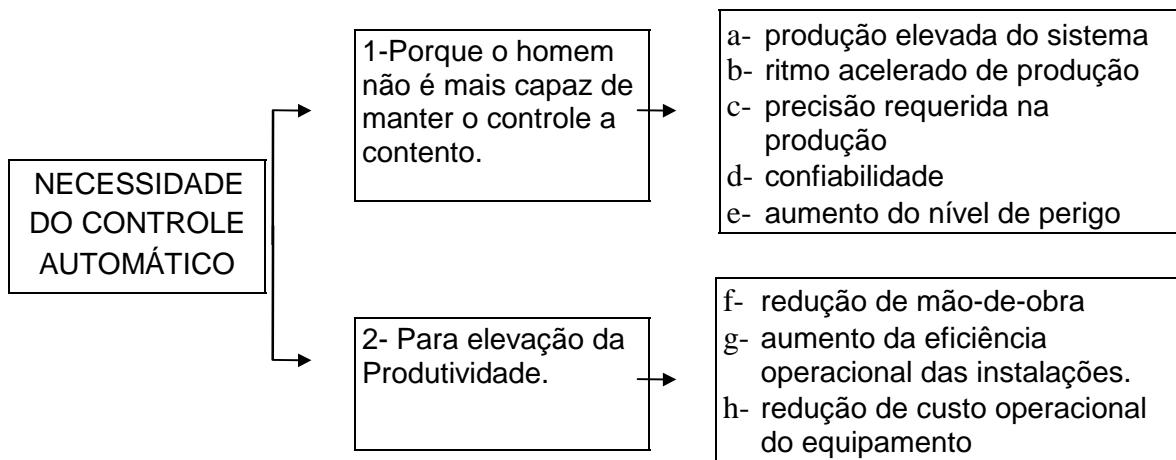
ÍNDICE

ASSUNTO	PÁGINA
1 – INTRODUÇÃO	01
1.1 – EVOLUÇÃO HISTÓRICA DO CONTROLE AUTOMÁTICO	01
2 – CONCEITOS E CONSIDERAÇÕES BÁSICAS DE CONTROLE AUTOMÁTICO	02
2.1 – CONCEITOS	02
2.2 – TIPOS DE CONTROLE	04
2.2.1 – Controle Manual e Controle Automático	05
2.2.2 – Controle Auto-Operado	06
2.2.3 – Controle em Malha Aberta e Malha Fechada	06
2.3 – REALIMENTAÇÃO	07
2.4 – DIAGRAMA DE BLOCOS	07
2.5 – ATRASOS NO PROCESSO	08
2.5.1 – Tempo Morto	08
2.5.2 – Capacitância	09
2.5.3 – Resistência	09
3 – CARACTERÍSTICAS DE PROCESSOS INDUSTRIALIS	10
3.1 – PROCESSOS DE FABRICAÇÃO CONTÍNUA E DESCONTÍNUA	10
3.1.1 – Processos Contínuos	10
3.1.2 – Processos Descontínuos	11
3.2 – REPRESENTAÇÃO E TERMINOLOGIA DE PROCESSOS	11
3.2.1 – Esquema de Funcionamento e Diagrama de Blocos	11
3.2.2 – Processos e a Instrumentação	12
3.3 – PROCESSOS MONOVARIÁVEIS E MULTIVARIÁVEIS	13
3.4 – PROCESSOS ESTÁVEIS E INSTÁVEIS	14
3.4.1 – Processos Estáveis	14
3.4.2 – Processos Instáveis	15
3.5. – PARÂMETROS DE RESPOSTA DE UM PROCESSO	15
3.5.1 – Processos Estáveis	15
3.5.2 – Processos Instáveis	17
4 – AÇÕES DE CONTROLE	18
4.1 – MODOS DE ACIONAMENTO	18

ASSUNTO	PÁGINA
4.1.1 – Ação Direta	18
4.1.2 – Ação Indireta	18
4.2 – AÇÃO DE CONTROLE ON-OFF	18
4.2.1 – Características Básicas do Controle ON-OFF	20
4.2.2 – Conclusão	20
4.3 – AÇÃO PROPORCIONAL	20
4.3.1 – Faixa Proporcional	23
4.3.2 – Erro de Off-Set	23
4.3.3 – Características Básicas do Controle Proporcional	24
4.3.4 – Esquema Básico de um Controlador Proporcional	24
4.3.5 – Conclusão	25
4.4 – AÇÃO INTEGRAL	25
4.4.1 – Características Básicas do Controle Integral	27
4.4.2 – Esquema Básico de um Controlador Integral	27
4.4.3 – Conclusão	26
4.5 – AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL (PI)	28
4.5.1 – Esquema Básico de um Controlador Integral	30
4.5.2 – Conclusão	31
4.6 – AÇÃO DERIVATIVA	31
4.6.1 – Características Básicas do Controle Derivativo	33
4.6.2 – Esquema Básico de um Controlador Derivativo	33
4.6.3 – Conclusão	34
4.7 – AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL + DERIVATIVO (PID)	34
4.7.1 – Esquema Básico de um Controlador Derivativo	35
4.7.2 – Conclusão	35
4.8 – QUADRO COMPARATIVO ENTRE O TIPO DE DESVIO E A RESPOSTA DE CADA AÇÃO	36
4.9 – EXERCÍCIOS RESOLVIDOS	36
5 – MALHAS DE CONTROLE AUTOMÁTICO	39
5.1 – MALHA DE CONTROLE TIPO FEEDBACK	39
5.2 – CRITÉRIOS DE PERFORMANCE E COMPORTAMENTO DAS AÇÕES PID EM MALHA FECHADA	41
5.2.1 – Critério de Taxa de Amortecimento ou Área Mínima	41
5.2.2 – Critério de Distúrbio Mínimo	41
5.2.3 – Critério de Amplitude Mínima	42
5.2.4 – Ação Proporcional	42
5.2.5 – Ação Integral	44

ASSUNTO	PÁGINA
5.2.6 – Ação Derivativa	45
5.3 – CONTROLE EM CASCATA	47
5.3.1 – Funcionamento	47
5.3.2 – Exemplos de Malhas em Cascata	48
5.4 – CONTROLE DE RELAÇÃO	50
6 – MÉTODOS DE SINTONIA DE MALHAS	55
6.1 – MÉTODO DE APROXIMAÇÕES SUCESSIVAS OU TENTATIVA E ERRO	57
6.2 – MÉTODOS QUE NECESSITAM DE IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO	57
6.2.1 – Para Processos Estáveis	57
6.2.2 – Para Processos Instáveis	59
6.3 – MÉTODO DE ZIEGLER E NICHOLS EM MALHA FECHADA	60
6.3.1 – Procedimento	61
6.4 – MÉTODOS DE AUTO-SINTONIA	64
7 – EXERCÍCIOS PROPOSTOS	66

No início, a humanidade não conhecia os meios para se obter a energia a partir da matéria. Desse modo, a energia era fornecida pelo próprio trabalho humano ou pelos trabalhos de animais domésticos. Somente no século XVIII, com o advento das máquinas a vapor , conseguiu-se transformar a energia da matéria em trabalho. Porém, o homem apenas teve a sua condição de trabalho mudada, passando do trabalho puramente braçal ao trabalho mental. Nesse momento, cabia ao homem o esforço de tentar “controlar” esta nova fonte de energia, exigindo dele então muita intuição e experiência, além de expô-lo constantemente ao perigo devido a falta de segurança. No princípio, isso foi possível devido à baixa demanda. Entretanto, com o aumento acentuado da demanda, o homem viu-se obrigado a desenvolver técnicas e equipamentos capazes de substituí-lo nesta nova tarefa, libertando-o de grande parte deste esforço braçal e mental. Daí então surgiu o controle automático que, quanto à necessidade, pode assim ser classificado:



1.1 - EVOLUÇÃO HISTÓRICA DO CONTROLE AUTOMÁTICO

O primeiro controlador automático industrial de que há notícia é o regulador centrífugo inventado em 1775, por James Watts, para o controle de velocidade das máquinas à vapor.

Esta invenção foi puramente empírica. Nada mais aconteceu no campo de controle até 1868, quando Clerk Maxwell, utilizando o cálculo diferencial, estabeleceu a primeira análise matemática do comportamento de um sistema máquina-regulador.

Por volta de 1900 aparecem outros reguladores e servomecanismos aplicados à máquina a vapor, a turbinas e a alguns processos.

Durante a primeira guerra mundial, N. Minorsky cria o servocontrole, também baseado na realimentação, para a manutenção automática da rota dos navios e escreve um artigo intitulado “Directional Stability of Automatically Steered Bodies”.

O trabalho pioneiro de Norbert Wiener (1948) sobre fenômenos neurológicos e os sistemas de controle no corpo humano abreviou o caminho para o desenvolvimento de sistemas complexos de automação.

A partir daqui o progresso do controle automático foi muito rápido. Atualmente existe uma enorme variedade de equipamentos de medidas primárias, transmissão das medidas (transmissores), de regulação (controles pneumáticos, elétricos e eletrônicos), de controle final (válvulas pneumáticas, válvulas solenóide, servomotores etc.), de registro (registrator), de indicação (indicadores analógicos e digitais), de computação (relés analógicos, relés digitais com microprocessador), PLC's, SDCD's etc.

Estes equipamentos podem ser combinados de modo a constituírem cadeias de controle simples ou múltiplas, adaptadas aos inúmeros problemas de controle e a um grande número de tipos de processos.

Em 1932, H. Nyquist, da Bell Telephone, cria a primeira teoria geral de controle automático com sua "Regeneration Theory", na qual se estabelece um critério para o estudo da estabilidade.

2) CONCEITOS E CONSIDERAÇÕES BÁSICAS DE CONTROLE AUTOMÁTICO

2.1) CONCEITOS

O controle Automático tem como finalidade a manutenção de uma certa variável ou condição num certo valor (fixo ou variante). Este valor que pretendemos é o valor desejado.

Para atingir esta finalidade o sistema de controle automático opera do seguinte modo:

- A- Medida do valor atual da variável que se quer regular.
- B- Comparação do valor atual com o valor desejado (sendo este o último indicado ao sistema de controle pelo operador humano ou por um computador). Determinação do desvio.
- C- Utilização do desvio (ou erro) para gerar um sinal de correção.
- D- Aplicação do sinal de correção ao sistema a controlar de modo a ser eliminado o desvio, isto é , de maneira a reconduzir-se a variável ao valor desejado. O sinal de correção introduz pois variações de sentido contrário ao erro.

Resumidamente podemos definir Controle Automático como a manutenção do valor de uma certa condição através da sua média, da determinação do desvio em relação ao valor desejado, e da utilização do desvio para se gerar e aplicar um ação de controle capaz de reduzir ou anular o desvio.

Para concretizar vamos considerar o controle de temperatura da água contida num depósito, de uma maneira simplificada (fig.2.1).

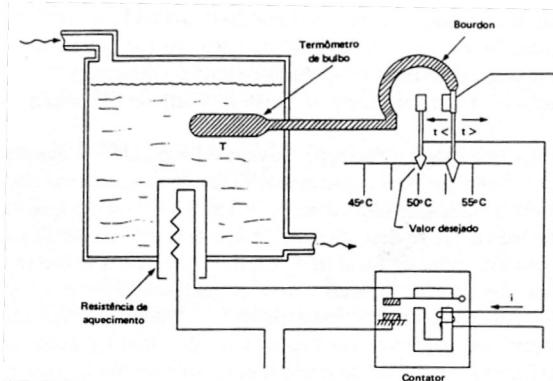


Fig. 2.1 - Controle de Temperatura.

De todas as grandezas relativas ao sistema (Nível, pressão, vazão, densidade, pH, energia fornecida, salinidade etc.) a grandeza que nos interessa, neste caso, regular é a temperatura da água. A temperatura é então a variável controlada.

Um termômetro de bulbo permite medir o valor atual da variável controlada. As dilatações e contrações do fluido contido dentro do bulbo vão obrigar o "Bourdon"(Tubo curvo de seção elipsoidal) a enrolar ou desenrolar. Os movimentos do extremo do bourdon traduzem a temperatura da água, a qual pode ser lida numa escala.

No diagrama representa-se um contato elétrico no extremo do bourdon e outro contato de posição ajustável à nossa vontade. Este conjunto constitui um "Termostato". Admitamos que se quer manter a temperatura da água nas proximidades de 50 °C. Este valor da temperatura da água é o valor desejado.

Se a temperatura, por qualquer motivo, ultrapassar o valor desejado, o contato do termostato está aberto. A bobina do contator não está excitada e o contator mantém interrompida a alimentação da resistência de aquecimento. Não havendo fornecimento de calor , a temperatura da água vai descer devido às perdas. A temperatura aproxima-se do valor desejado. Quando, pelo contrário, a temperatura é inferior ao valor desejado o bourdon enrola e fecha o contato do termostato. O contator fecha e vai alimentar a resistência de aquecimento. Em consequência, a temperatura da água no depósito vai subir de modo a aproximar-se de novo do valor desejado.

Normalmente as cadeias de controle são muito mais elaboradas. Neste exemplo simples encontramos contudo as funções essenciais de uma malha de controle.

Medida - A cargo do sistema termométrico.

Comparação Efetuada pelo sistema de Contatos (Posição Relativa)

Computação Geração do sinal de correção (efetuada também pelo sistema de contatos e pelo resto do circuito elétrico do termostato).

Correção - Desempenhada pelo órgão de Controle - Contator

Observa-se que , para a correção da variável controlada (temperatura) deve-se atuar sobre outra variável (quantidade de calor fornecida ao depósito). A ação de controle é aplicada, normalmente, a outra variável da qual depende a variável controlada e que se designa com o nome de variável manipulada. No nosso exemplo, o "Sinal de Controle " pode ser a corrente elétrica i.

Como veremos mais tarde, estamos diante de uma malha de controle do tipo ON-OFF. O sinal de controle apenas pode assumir dois valores. Na maior parte dos casos, como se verá, a função que relaciona o sinal de controle com o desvio é muito mais elaborada. Podemos agora representar um diagrama simbólico das várias funções e variáveis encontradas (fig.2.2). Alguns dos elementos de medida e os elementos de comparação e de computação fazem normalmente parte do instrumento chamado de “CONTROLADOR”.

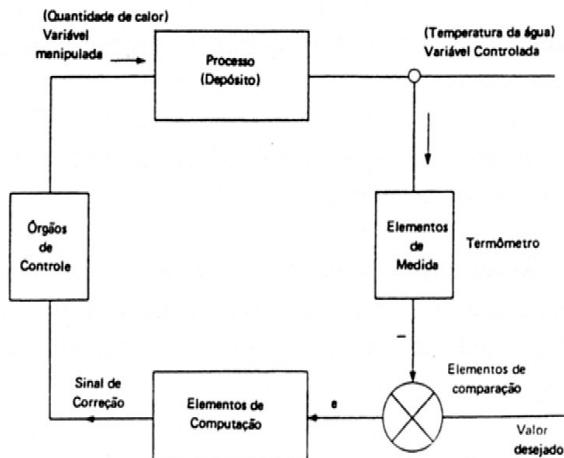


Fig.2.2 - Diagrama das funções e variáveis envolvidas no controle de temperatura.

Para facilitar o entendimento de alguns termos que aqui serão utilizados, a seguir, serão dadas de forma sucinta suas definições:

Planta Uma planta é uma parte de um equipamento, eventualmente um conjunto de itens de uma máquina, que funciona conjuntamente, cuja finalidade é desenvolver uma dada operação.

Processo Qualquer operação ou sequência de operações, envolvendo uma mudança de estado, de composição, de dimensão ou outras propriedades que possam ser definidas relativamente a um padrão. Pode ser contínuo ou em batelada.

Sistemas É uma combinação de componentes que atuam conjuntamente e realizam um certo objetivo.

Variável do Processo (PV) Qualquer quantidade, propriedade ou condição física medida a fim de que se possa efetuar a indicação e/ou controle do processo (neste caso, também chamada de variável controlada).

Variável Manipulada (MV) É a grandeza que é operada com a finalidade de manter a variável controlada no valor desejado.

Set Point (SP) ou Set Valor (SV) É um valor desejado estabelecido previamente como referência de ponto de controle no qual o valor controlado deve permanecer.

Distúrbio (Ruído)	É um sinal que tende a afetar adversamente o valor da variável controlada.
Desvio	Representa o valor resultante da diferença entre o valor desejado e o valor da variável controlada.
Ganho	Representa o valor resultante do quociente entre a taxa de mudança na saída e a taxa de mudança na entrada que a causou. Ambas, a entrada e a saída devem ser expressas na mesma unidade.

2.2) TIPOS DE CONTROLE

2.2.1) Controle Manual e Controle Automático

Para ilustrar o conceito de controle manual e automático vamos utilizar como processo típico o sistema térmico das figuras 2.3 e 2.4 . Inicialmente considere o caso em que um operador detém a função de manter a temperatura da água quente em um dado valor. Neste caso, um termômetro está instalado na saída do sistema , medindo a temperatura da água quente. O operador observa a indicação do termômetro e baseado nela, efetua o fechamento ou abertura da válvula de controle de vapor para que a temperatura desejada seja mantida.

Deste modo, o operador é que está efetuando o controle através de sua observação e de sua ação manual, sendo portanto, um caso de “Controle Manual”.

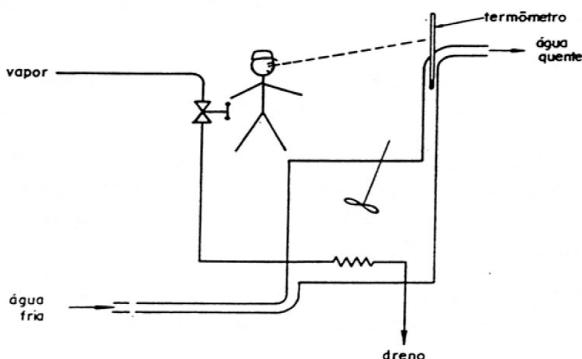


Fig. 2.3 - Controle Manual de um Sistema Térmico

Considere agora o caso da figura 2.4, onde no lugar do operador foi instalado um instrumento capaz de substituí-lo no trabalho de manter a temperatura da água quente em um valor desejado. Neste caso, este sistema atua de modo similar ao operador, tendo então um detector de erro, uma unidade de controle e um atuador junto à válvula, que substituem respectivamente os olhos do operador, seu cérebro e seus músculos. Desse modo, o controle da temperatura da água quente é feito sem a interferência direta do homem, atuando então de maneira automática, sendo portanto um caso de “Controle Automático”.

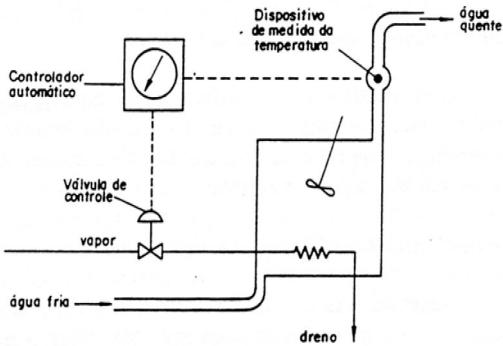


Fig. 2.4 - Controle Automático de um Sistema Térmico

2.2.2) Controle Auto-operado

Controle em que a energia necessária para movimentar a parte operacional pode ser obtida diretamente, através da região de detecção, do sistema controlado. Deste modo, este controle obtém toda a energia necessária ao seu funcionamento do próprio meio controlado. Este controle é largamente utilizado em aplicações de controle de pressão e menos comumente no controle de temperatura, nível, etc. A figura 2.5 mostra um exemplo típico de sistema de controle de pressão, utilizando uma válvula auto-operada.

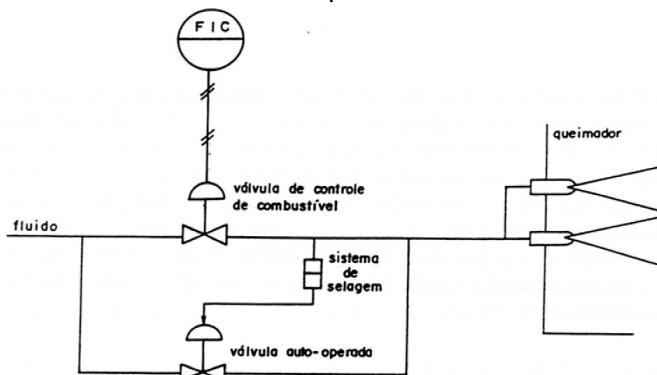


Fig. 2.5 - Sistema de Controle de Pressão Mínima de Combustível auto-operado

2.2.3) Controle em Malha Aberta e Malha Fechada

Os sistemas de controle são classificados em dois tipos: sistemas de controle em malha aberta e sistemas de controle em malha fechada. A distinção entre eles é determinada pela ação de controle, que é componente responsável pela ativação do sistema para produzir a saída.

a) Sistema de Controle em Malha Aberta

É aquele sistema no qual a ação de controle é independente da saída, portanto a saída não tem efeito na ação de controle. Neste caso, conforme mostrado na fig. 2.6, a saída não é medida e nem comparada com a entrada. Um exemplo prático deste tipo de sistema, é a máquina de lavar roupa. Após ter sido programada, as operações de molhar, lavar e enxaguar são feitas baseadas nos tempos pré-determinados. Assim, após concluir cada etapa ela não verifica se esta foi efetuada de forma correta (por exemplo, após ela enxaguar, ela não verifica se a roupa está totalmente limpa).

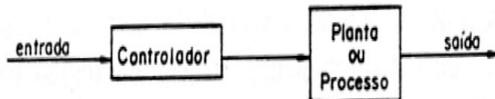


Fig. 2.6 - Sistema de Controle em Malha Aberta

b) Sistema de Controle em Malha Fechada

É aquele no qual a ação de controle depende, de algum modo, da saída. Portanto, a saída possui um efeito direto na ação de controle. Neste caso, conforme pode ser visto através da figura 2.7, a saída é sempre medida e comparada com a entrada a fim de reduzir o erro e manter a saída do sistema em um valor desejado. Um exemplo prático deste tipo de controle, é o controle de temperatura da água de um chuveiro. Neste caso, o homem é o elemento responsável pela medição da temperatura e baseado nesta informação, determinar uma relação entre a água fria e a água quente com o objetivo de manter a temperatura da água no valor por ele tido como desejado para o banho.

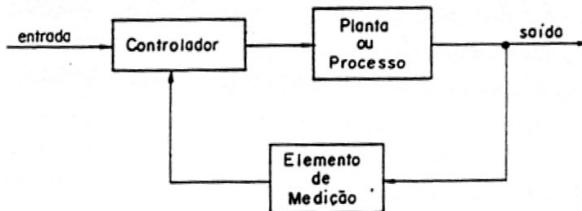


Fig. 2.7 - Sistema de Controle em Malha Fechada

2.3 - REALIMENTAÇÃO

É a característica do sistema de malha fechada que permite a saída ser comparada com a entrada. Geralmente a realimentação é produzida num sistema, quando existe uma sequência fechada de relações de causa e efeito entre variáveis do sistema. Quando a realimentação se processa no sentido de eliminar a defasagem entre o valor desejado e o valor do processo, esta recebe o nome de realimentação negativa.

2.4 - DIAGRAMA DE BLOCOS

Um sistema de controle pode consistir de vários componentes, o que o torna bastante difícil de ser analisado. Para facilitar o seu entendimento e a fim de mostrar as funções desempenhadas por seus componentes, a engenharia de controle utiliza sempre um diagrama denominado “Diagrama de Blocos”.

Diagrama de blocos de um sistema é uma representação das funções desempenhadas por cada componente e do fluxo de sinais. Assim, conforme pode ser visto na figura 2.8 , os componentes principais de um sistema são representados por blocos e são integrados por meio de linhas que indicam os sentidos de fluxos de sinais entre os blocos. Estes diagramas são, então utilizados para representar as relações de dependência entre as variáveis que interessam à cadeia de controle.

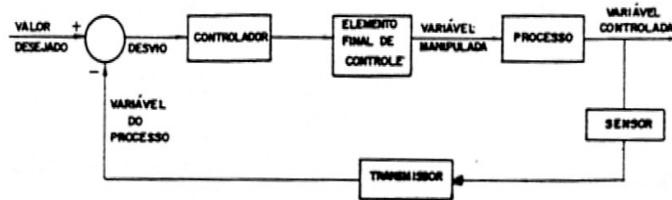


Fig. 2.8 - Representação em Diagrama de Bloco de um Sistema de Controle

2.5 - ATRASOS NO PROCESSO

Todo processo possui características que determinam atraso na transferência de energia e/ou massa, o que consequentemente dificulta a ação de controle, visto que elas são inerentes aos processos. Quando, então, vai se definir o sistema mais adequado de controle, deve-se levar em consideração estas características e suas intensidades. São elas: Tempo Morto, Capacitância e Resistência.

2.5.1 - Tempo Morto

É o intervalo de tempo entre o instante em que o sistema sofre uma variação qualquer e o instante em que esta começa a ser detectada pelo elemento sensor. Como exemplo veja o caso do controle de temperatura apresentado na figura 2.9. Para facilitar, suponha que o comprimento do fio de resistência R seja desprezível em relação à distância $l(m)$ que o separa do termômetro e que o diâmetro da tubulação seja suficientemente pequeno.

Se uma tensão for aplicada em R como sinal de entrada fechando-se a chave S conforme a figura 2.10, a temperatura do líquido subirá imediatamente. No entanto, até que esta seja detectada pelo termômetro como sinal de saída, sendo $V(m/min)$ a velocidade de fluxo de líquido, terá passado em tempo dado por $L = l/V$ (min). Este valor L corresponde ao tempo que decorre até que a variação do sinal de entrada apareça como variação do sinal de saída recebe o nome de tempo morto. Este elemento tempo morto dá apenas a defasagem temporal sem variar a forma oscilatória do sinal.

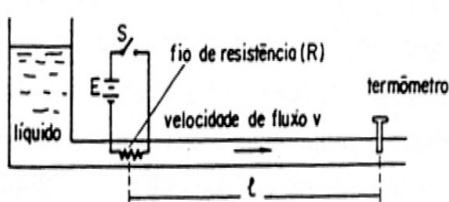


Fig. 2.9 Exemplo do Elemento Tempo Morto

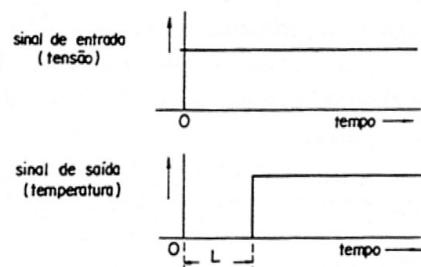


Fig. 2.10 - Resposta ao Degrau Unitário do Elemento Tempo Morto

2.5.2) Capacitância

A capacidade de um processo é um fator muito 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. Como exemplo veja o caso dos tanques de armazenamento da figura 2.11. Neles a capacidade 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 capacidades diferentes.

Neste caso, a capacidade pode ser representada por :

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

onde:
 dV = Variação de Volume
 dh = Variação de Nível
 A = Área

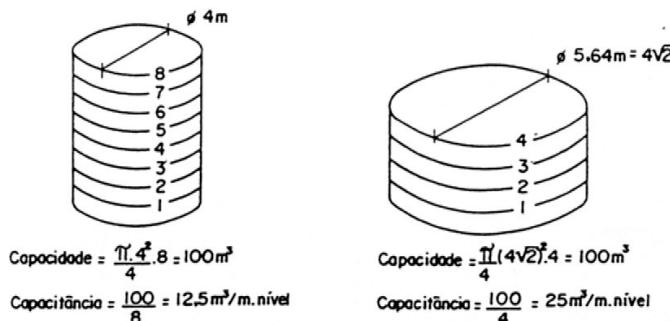


Fig. 2.11 - Capacitância com relação à capacidade

2.5.3) Resistência

A resistência é uma oposição total ou parcial à transferência de energia ou de material entre as capacidades. Na figura 2.12, está sendo mostrado o caso de um processo contendo uma resistência e uma capacidade.

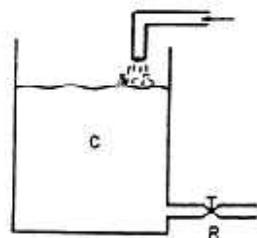


Fig.2.12 - Processo com uma resistência e uma capacidade

Observação :

O efeito combinado de suprir uma capacidade através de uma resistência produz um tempo de retardo na transferência entre capacidades. Tal tempo de retardo devido à resistência-capacitância (RC) é frequentemente chamado de "atraso de transferência".

3) CARACTERÍSTICAS DE PROCESSOS INDUSTRIALIS

O dicionário MERRIAN-WEBSTER define um processo, como uma operação ou desenvolvimento natural, que evolui progressivamente, caracterizado por uma série de mudanças graduais que se sucedem, uma em relação às outras, de um modo relativamente fixo e objetivando um particular resultado ou meta. No âmbito industrial o termo processo significa uma parte ou um elemento de uma unidade de produção; por exemplo um trocador térmico que comporta uma regulação de temperatura ou um sistema que objetiva o controle de nível de uma caldeira de produção de vapor.

A escolha de que tipo de malha de controle a utilizar implica em um bom conhecimento do comportamento do processo. O nível da caldeira ou a temperatura apresenta uma inércia grande ? é estável ou instável ? Tem alto ganho ? Possui tempo morto ? Se todos esses questionamentos estiverem resolvidos você terá condições para especificar uma malha de controle mais apropriada para sua necessidade, em outras palavras, o melhor controle é aquele que é aplicado num processo perfeitamente conhecido.

3.1) PROCESSOS DE FABRICAÇÃO CONTÍNUA E DESCONTÍNUA

3.1.1) Processos Contínuos

Em um processo contínuo o produto final é obtido sem interrupções como no caso da produção de vapor de uma caldeira.

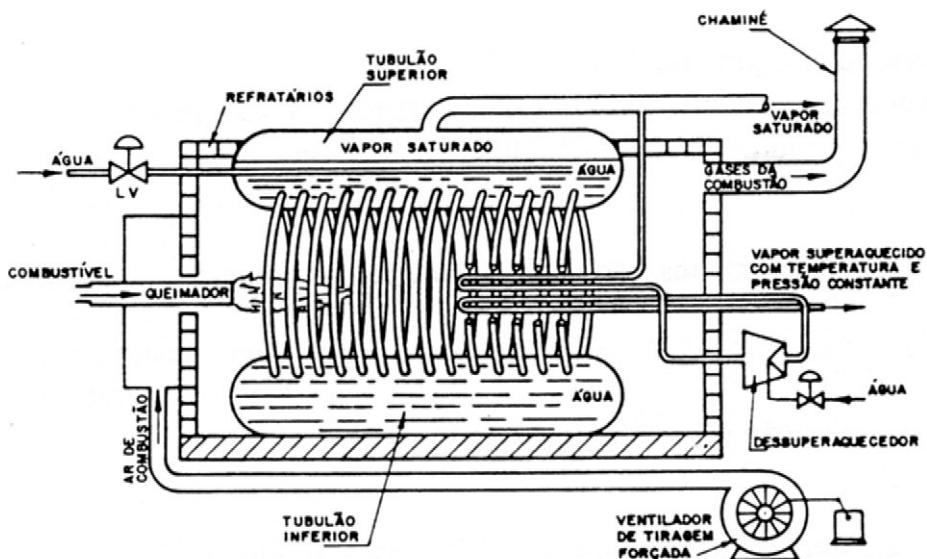


Fig. 3.1 - Esquema Básico de uma Caldeira Aquatubular

3.1.2) Processos Descontínuos

Um processo descontínuo é um processo que seu produto final é obtido em uma quantidade determinada após todo o ciclo. A entrada de novas matérias primas só se dará após o encerramento desse circuito.

Exemplo: considere a produção de massa de chocolate.

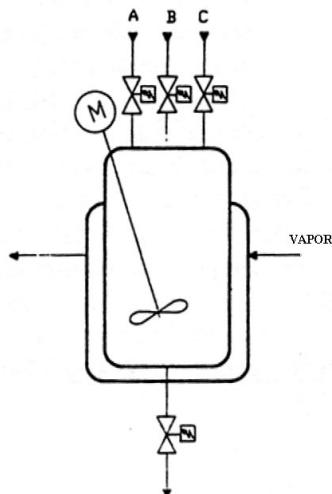


Fig. 3.2 - Tanque de Mistura

Etapas:

- ⇒ Introduzir o produto A, B e C;
- ⇒ Aquecer a misturar por 2 horas misturando continuamente;
- ⇒ Escoar produto final para dar início a nova Batelada.

Os processos descontínuos são também conhecidos processos de batelada.

3.2) REPRESENTAÇÃO E TERMINOLOGIA DE PROCESSOS

3.2.1) Esquema de Funcionamento e Diagrama de Bloco

O esquema da figura 3.3, abaixo representa um tanque, uma bomba e tubulações. Todos esses elementos constituem o processo.

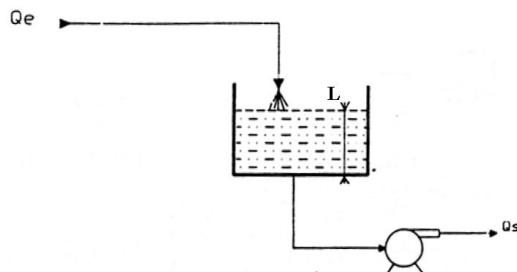


Fig. 3.3 Representação Esquemática de um Processo de Nível

As variáveis físicas envolvidas:

- ⇒ A vazão de entrada: Q_e
- ⇒ A vazão de saída: Q_s
- ⇒ O nível do tanque: L

As vazões Q_e e Q_s são variáveis independentes do processo e são chamadas de variáveis de entrada do processo cujo produto é o nível. A variação de uma delas, ou de ambas influencia a variável principal, o nível “ L ”.

O esquema de funcionamento da fig. 3.3 pode ser representado também conforme o diagrama da fig. 3.4. O retângulo representa simbolicamente o processo.

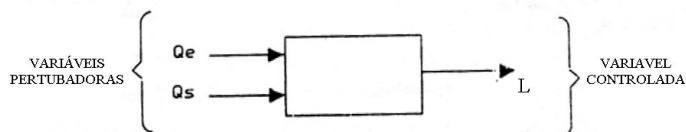


Fig. 3.4 - Diagrama em Blocos da figura 3.3

3.2.2) Processos e a Instrumentação

A representação do diagrama de nível da fig. 3.3 com o seu sistema de controle é mostrado na fig. 3.5 .

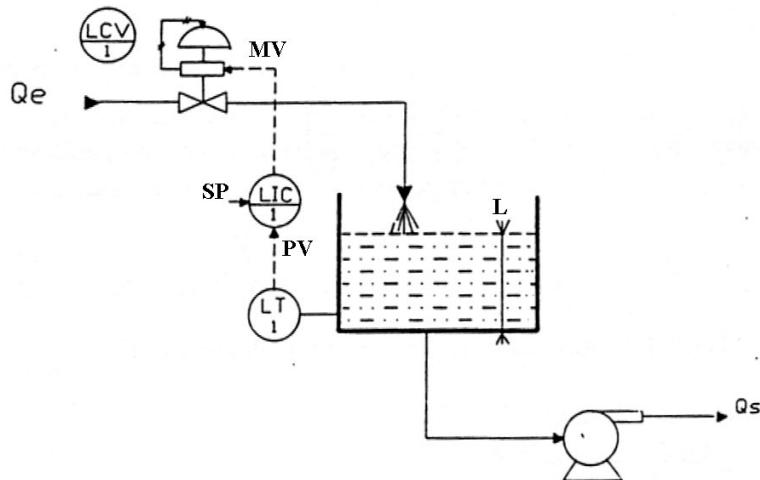


Fig. 3.5 - Malha de Controle de Nível

Podemos observar na fig. 3.5 que a variável Q_e é manipulável através da válvula controladora de nível. Normalmente é chamada de variável reguladora. A variável Q_s é chamada de variável perturbadora do nível pois qualquer variação de seu estado o nível poderá ser alterado. Para diferenciar variáveis reguladoras de variáveis perturbadoras, utilizamos a representação da fig. 3.6 ou 3.7.

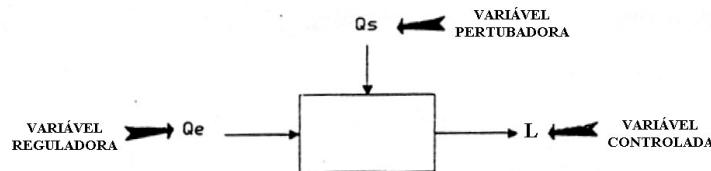


Fig. 3.6 - Variáveis Reguladoras x Variáveis Perturbadoras

3.3) PROCESSOS MONOVARIÁVEIS E MULTIVARIÁVEIS

Foi incorporado um sistema de aquecimento no tanque da figura 3.7 que utiliza uma resistência R de aquecimento para aquecimento do fluido.

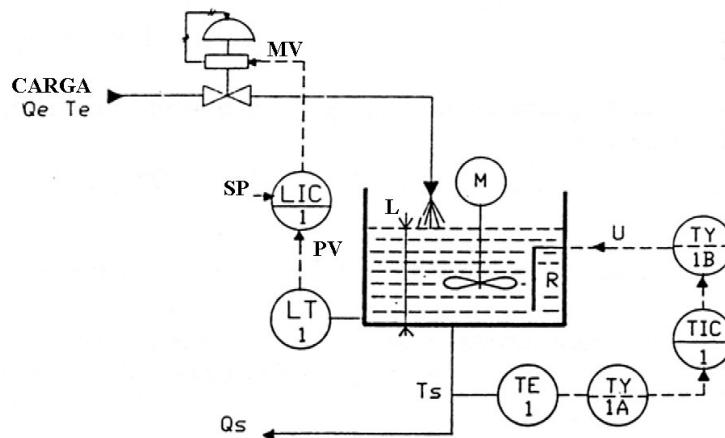


Fig. 3.7 - Malha de Controle de Um Tanque de Aquecimento

Desta forma podemos evidenciar:

Variáveis controladas: - Nível L no tanque
 - Temperatura T_e de saída

Variáveis reguladoras: - Vazão Q_e de entrada
 - Tensão U de alimentação da resistência

Variáveis perturbadora: - Temperatura T_e de entrada do fluido
 - Vazão de saída Q_s

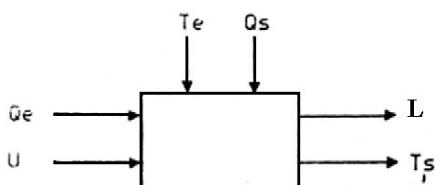


Fig. 3.8a - Representação Esquemática

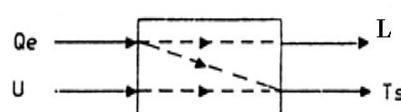


Fig. 3.8b - Diagrama em Bloco

O diagrama de bloco da fig. 3.8b, mostra as interações entre as variáveis reguladoras (ou manipuladas) e as variáveis do processo (ou controladas). Podemos observar que a variação em U faz com que apenas a temperatura de saída T_s varie e que uma variação em Q_e , provocará variações em “ L ” e “ T_s ”, simultaneamente. Por essa razão o processo é dito multivariável.

De uma forma genérica, um processo é dito multivariável quando uma variável reguladora influencia mais de uma variável controlada.

Um processo monovariável é um processo que só possui variável reguladora que influencia apenas uma variável controlada. No meio industrial o tipo multivariável é predominante.

3.4 - PROCESSOS ESTÁVEIS E INSTÁVEIS

3.4.1) Processos Estáveis (ou Naturalmente Estáveis)

Consideremos o nível “ L ” do tanque da fig. 3.9. A vazão de saída Q_s é função do nível “ L ” ($Q_s = k \cdot \sqrt{L}$). Se “ L ” é constante, implica que Q_s está igual a Q_e . No instante T_0 , provocamos um degrau na válvula, o nível começará a aumentar provocando também um aumento na vazão de saída Q_s . Após um período de tempo o nível estabilizará em um novo patamar N_1 , isso implicará que a vazão de saída Q_s será igual a vazão de entrada Q_e . Quando isso ocorre, afirmamos que o processo considerado é um processo estável ou naturalmente estável.

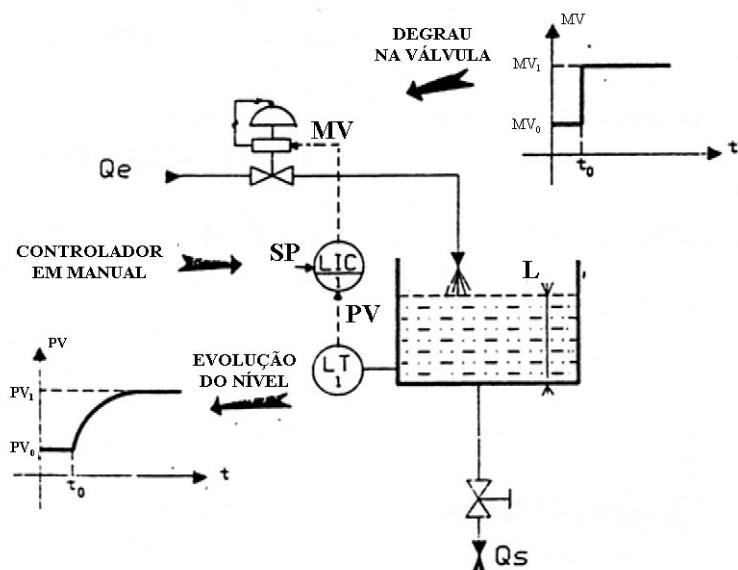


Fig. 3.9 - Exemplo de um Processo Estável

3.4.2) Processos Instáveis (ou Integrador)

Modificando o processo anterior com escoamento natural por um forçado, ou seja, acrescentando uma bomba de vazão constante Q_s (fig. 3.10) e repetindo o procedimento anterior observamos que o nível não se estabilizará. Esses processos recebem o nome de processo instáveis ou integrador.

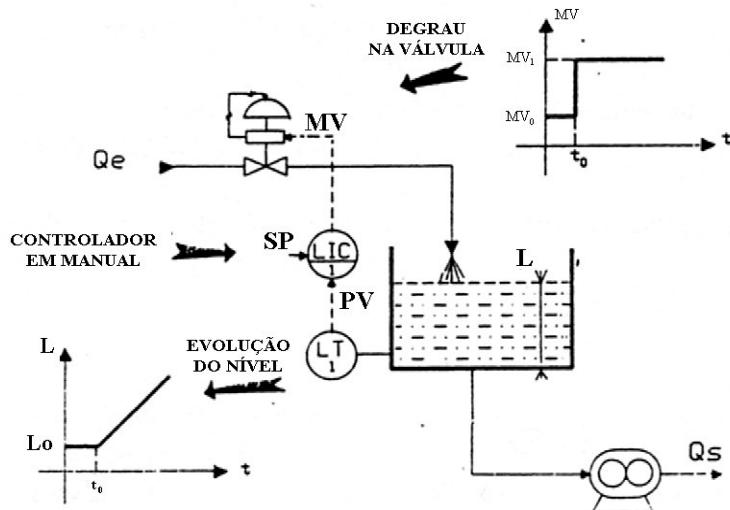


Fig. 3.10 - Exemplo de Um Processo Instável.

3.5) PARÂMETROS DE RESPOSTA DE UM PROCESSO

Mostramos anteriormente que a resposta de um processo, há uma determinada excitação, poderá ser do tipo estável ou instável. Nesta seção determinaremos os parâmetros que caracterizam o processo a partir da mesma resposta obtida anteriormente. O conhecimento desses parâmetros nos auxiliará a decidir sobre a otimização da malha de controle.

3.5.1) Processos Estáveis

Considerando o diagrama de um trocador de calor da fig. 3.11 com o controlador em manual provocamos um degrau “ ΔMV ” no sinal da variável manipulada e observamos a evolução da temperatura T_s . A resposta obtida é mostrada na fig. 3.12 .

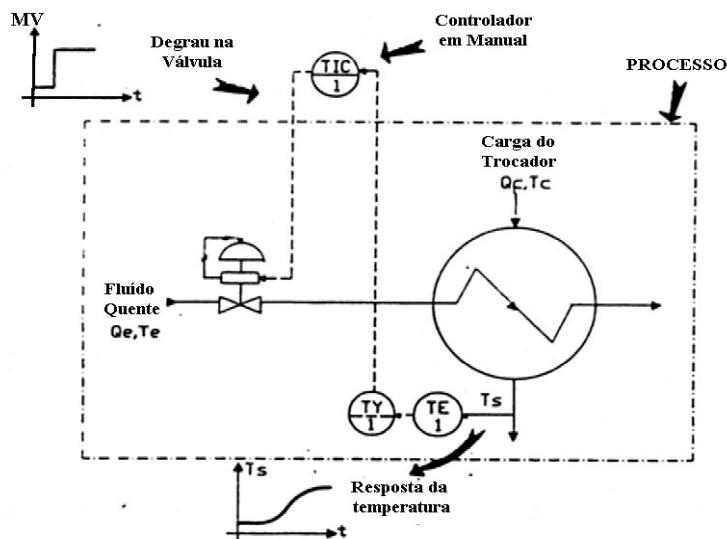


Fig. 3.11 - Trocador Térmico.

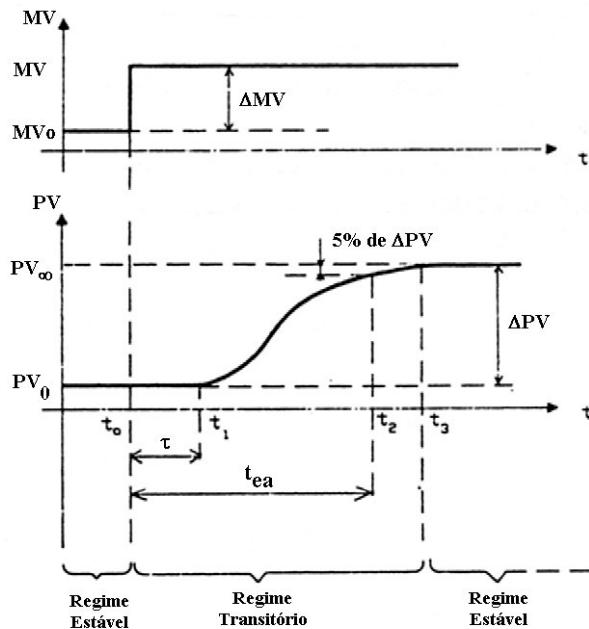


Fig. 3.12 - Resposta a um Degrau de um Processo Estável

Esta forma em "S" é a resposta de um processo estável. O regime transitório (ou simplesmente transitório) é o intervalo de tempo entre o instante T_0 da origem do degrau, até o instante t_3 quando $PV = PV_f$.

A resposta a um degrau de um processo estável é caracterizado pelos parâmetros da tabela 3.1.

Parâmetros	Denominação	Definição
τ	Tempo morto ou retardo puro	Intervalo de tempo entre a aplicação do degrau e o início da evolução da variável do processo. $\tau = t_1 - t_0$
t_{ea}	Tempo de resposta ou tempo de estabilização em malha aberta	Intervalo de tempo entre a aplicação do degrau até o instante onde a variável do processo atingir 95% de seu valor final ou $t_e = t_2 - t_0$
G_p	Ganho Estático do processo	Relação entre a variação de ΔPV e a variação ΔMV .

Tabela 3.1 - Parâmetros de resposta a um degrau de um processo estável.

Verificaremos, mais adiante, que o conhecimento de G_p , t_{ea} , τ nos permite a determinar as ações P, I e D a serem colocadas no controlador da malha.

3.5.2) Processos Instáveis

A resposta a um degrau de um processo instável é dada pela fig. 3.13. Os parâmetros que caracterizam essa resposta pode ser vista na tabela 3.2.

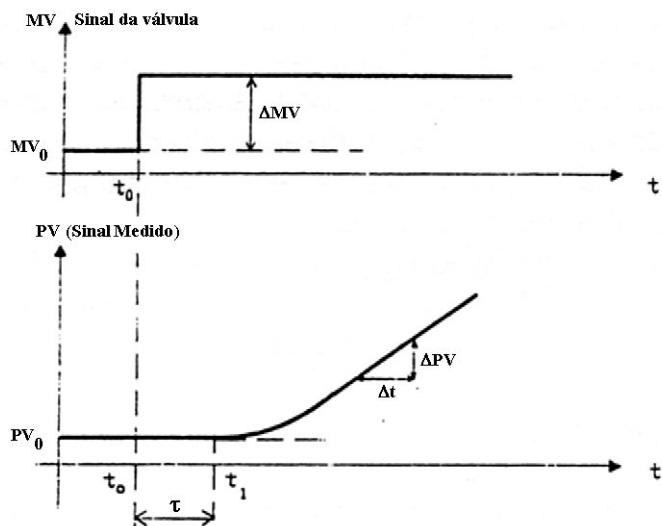


Fig. 3.13 - Resposta a um Degrau de um Processo Instável.

Parâmetros	Denominação	Definição
τ	Tempo morto ou retardo puro	Intervalo de tempo entre a aplicação do degrau até o início da evolução da PV: $\tau = t_1 - t_0$
k	coeficiente de integração	Coeficiente característico do processo $K = \frac{\Delta PV}{\Delta MV \cdot \Delta T}$

Tabela 3.2 - Parâmetros de resposta a um degrau de um processo instável.

4) AÇÕES DE CONTROLE

Foi visto que no controle automático, efetua-se sempre a medição variável controlada (saída), compara-se este valor medido com o valor desejado e a diferença entre estes dois valores é então processada para finalmente modificar ou não a posição do elemento final de controle. O processamento é feito em uma unidade chamada unidade de controle através de cálculos matemáticos. Cada tipo de cálculo é denominado ação de controle e tem o objetivo de tornar os efeitos corretivos no processo em questão os mais adequados.

Existem 4 tipos de ações básicas de controle que podem ser utilizados isoladamente ou associados entre si e dois modos de acionamento do controlador. Iniciaremos definindo estes dois modos par em seguida estudar cada tipo de ação e suas associações principais.

4.1) MODOS DE ACIONAMENTO

O sinal de saída do controlador depende de diferença entre a variável do processo (PV) e o valor desejado para aquele controle (SP ou SV). Assim, dependendo do resultado desta diferença, a saída pode aumentar ou diminuir. Baseado nisto um controlador pode ser designado a trabalhar de dois modos distintos chamados de “ação direta” e “ação indireta”.

4.1.1) Ação direta (normal)

Dizemos que um controlador está funcionando na ação direta quando um aumento na variável do processo em relação ao valor desejado, provoca um aumento no sinal de saída do mesmo.

4.1.2) Ação indireta (reversa)

Dizemos que um controlador está funcionando na “ação reversa” quando um aumento na variável do processo em relação ao valor desejado, provoca um decréscimo no sinal de saída do mesmo.

4.2) AÇÃO DE CONTROLE ON-OFF (LIGA-DESLIGA)

De todas as ações de controle, a ação em duas posições é a mais simples e também a mais barata, e por isso é extremamente utilizada tanto em sistemas de controle industrial como doméstico.

Como o próprio nome indica, ela só permite duas posições para o elemento final de controle, ou seja: totalmente aberto ou totalmente fechado.

Assim, a variável manipulada é rapidamente mudada para o valor máximo ou o valor mínimo, dependendo se a variável controlada está maior ou menor que o valor desejado.

Devido a isto, o controle com este tipo de ação fica restrito a processos prejudiciais, pois este tipo de controle não proporciona balanço exato entre entrada e saída de energia.

Para exemplificar um controle ON-OFF, recorremos ao sistema de controle de nível mostrado na figura 4.1. Neste sistema, para se efetuar o controle de nível utiliza-se um flutuado para abrir e fechar o contato (S) energia ou não o circuito de alimentação da bobina de um válvula do tipo

solenóide. Este solenóide estando energizado permite passagem da vazão máxima e estando desenergizado bloqueia totalmente o fluxo do líquido para o tanque. Assim este sistema efetua o controle estando sempre em uma das posições extremas, ou seja, totalmente aberto ou totalmente fechado.

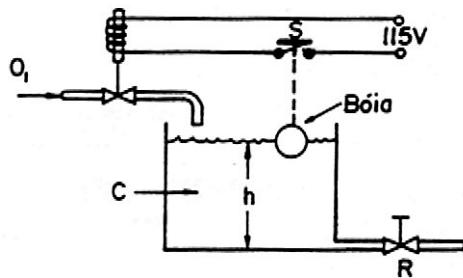


Fig. 4.1 - Sistema ON-OFF de Controle de Nível de Líquido

Observe que neste tipo de ação vai existir sempre um intervalo entre o comando “liga” e o comando “desliga”. Este intervalo diferencial faz com que a saída do controlador mantenha seu valor presente até que o sinal de erro tenha se movido ligeiramente além do valor zero.

Em alguns casos este intervalo é proveniente de atritos e perdas de movimento não intencionalmente introduzido no sistema. Entretanto, normalmente ele é introduzido com a intenção de evitar uma operação de liga-desliga mais freqüente o que certamente afetaria na vida útil do sistema.

A figura 4.2, mostra através do gráfico, o que vem a ser este intervalo entre as ações liga-desliga.

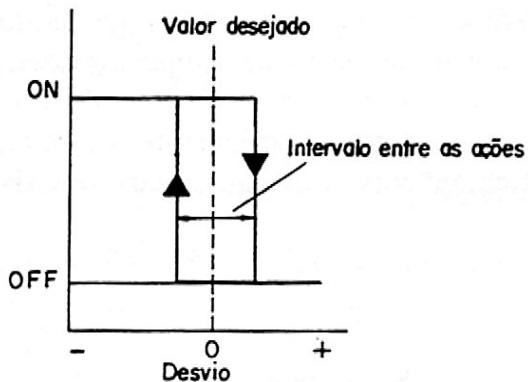


Fig. 4.2 - Intervalo entre as ações de liga-desliga

O fato deste controle levar a variável manipulada sempre a uma das suas posições extremas faz com que a variável controlada oscile continuamente em torno do valor desejado. Esta oscilação varia em freqüência e amplitude em função do intervalo entre as ações e também em função da variação da carga. Com isto, o valor médio da grandeza sob controle será sempre diferente do valor desejado, provocando o aparecimento de um desvio residual denominado erro de “off-set”. (vide fig. 4.3).

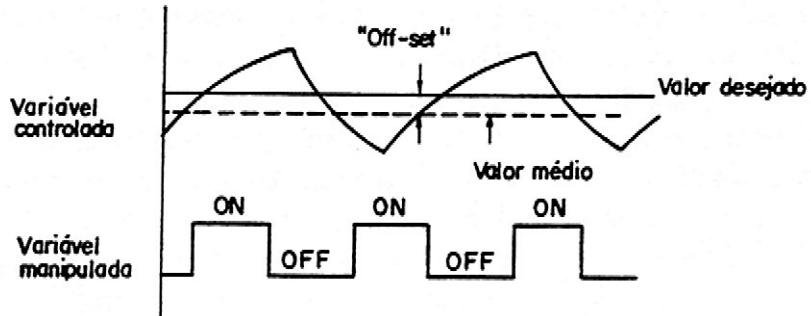


Fig. 4.3 - Erro de Off-Set

4.2.1) Características básicas do controle ON-OFF

Basicamente todo controlador do tipo ON-OFF apresenta as seguintes características:

- A correção independe da intensidade do desvio
- O ganho é infinito
- Provoca oscilações no processo
- Deixa sempre erro de off-set

4.2.2) Conclusão

Conforme já foi dito, o controle através da ação em duas posições é simples e, ainda, econômico, sendo portanto utilizado largamente nos dias atuais.

Principalmente, os controles de temperatura nos fornos elétricos pequenos, fornos de secagem, etc, são realizados em sua maioria por este método. No entanto, por outro lado, apresenta certas desvantagens por provocar oscilações e "off-set" e, principalmente, quando provoca tempo morto muito grande, os resultados de controle por estes controles simples tornam-se acentuadamente inadequados.

Assim, quando não é possível utilizar este tipo de controle, recorre-se a outros tipos de controle mais complexos, mas que eliminam os inconvenientes deste tipo.

4.3) AÇÃO PROPORCIONAL (AÇÃO P)

Foi visto anteriormente, que na ação liga-desliga, quando a variável controlada se desvia do valor ajustado, o elemento final de controle realiza um movimento brusco de ON (liga) para OFF (desliga), provocando uma oscilação no resultado de controle. Para evitar tal tipo de movimento foi desenvolvido um tipo de ação no qual a ação corretiva produzida por este mecanismo é proporcional ao valor do desvio. Tal ação denominou-se ação proporcional.

A figura 4.4 indica o movimento do elemento final de controle sujeito apenas à ação de controle proporcional em uma malha aberta, quando é aplicado um desvio em degrau num controlador ajustado para funcionar na ação direta.

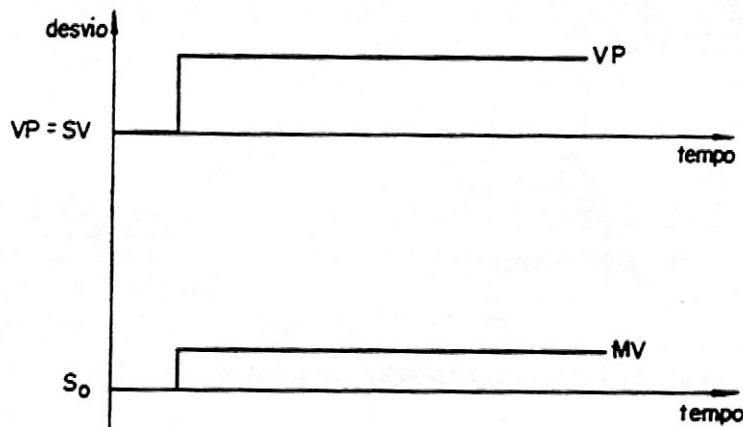


Fig. 4.4 - Movimento do elemento final de controle

A ação proporcional pode ser determinada pela seguinte equação:

$$MV = K_p \cdot DV + S_0 \quad (1)$$

Onde:

MV = Sinal de saída do controlador

K_p = Constante de proporcionalidade ou ganho proporcional

DV = Desvio = $|VP - SV|$

S_0 = Sinal de saída inicial

VP = Variável do processo (PV)

SP = SV = Valor Setado (Desejado)

Note que mesmo quando o desvio é zero, há um sinal S_0 saindo do controlador cuja finalidade é a de manter o elemento final de controle na posição de regime. E mais, para se obter o controle na ação direta ou reversa, basta mudar a relação de desvio.

Assim, para $DV = (PV - SV)$ tem-se a ação direta e $DV = (SV - PV)$ tem-se a ação reversa.

Um exemplo simples de controle utilizando apenas a ação proporcional é o mostrado na figura 4.5, onde a válvula de controle é aberta ou fechada proporcionalmente à amplitude do desvio.

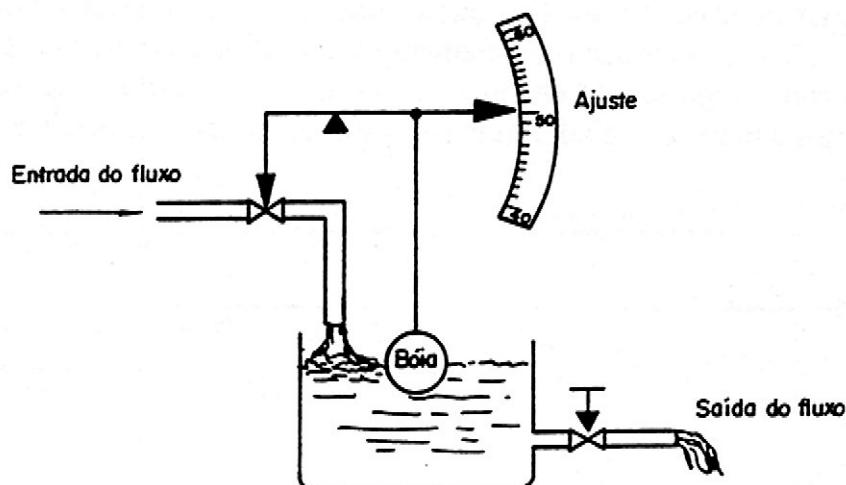


Fig. 4.5 - Exemplo de um sistema simples com ação proporcional

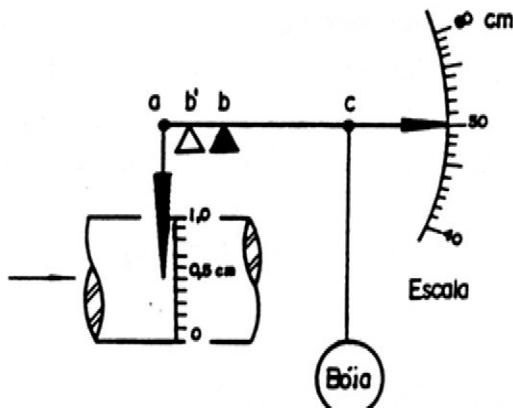


Fig. 4.6 - Controle pela ação proporcional

Para melhor explicar este exemplo, considera-se que a válvula esteja aberta em 50% e que o nível do líquido deva ser mantido em 50cm de altura. E ainda, a válvula tem seu curso total conforme indicado na figura 4.6. Neste caso, o ponto suporte da alavanca deve estar no ponto b para que a relação $ab : bc = 1:100$ seja mantida.

Então, se o nível do líquido descer 1 cm, o movimento da válvula será 1/10, abrindo-se 0,1 cm a mais. Deste modo, se o nível do líquido descer 5cm a válvula ficará completamente aberta. Ou seja, a válvula se abrirá totalmente quando o nível do líquido atingir 45cm. Inversamente, quando o nível atingir 55cm, a válvula se fechará totalmente.

Pode-se portanto concluir que a faixa na qual a válvula vai da situação totalmente aberta para totalmente fechada, isto é, a faixa em que se realiza a ação proporcional será 10cm.

A seguir, se o ponto de apoio for transportado para a situação b' e a relação passar a ser $a.b' : b'.c = 1 : 20$, o movimento da válvula será 1/20 do nível do líquido se este descer 1cm.

Neste caso, a válvula estará totalmente aberta na graduação 40cm e totalmente fechada em 60cm e então, a faixa em que a válvula passa de totalmente aberta para totalmente fechada será igual a 20cm.

Assim, não é difícil concluir que a relação entre a variação máxima da grandeza a ser controlada e o curso total da válvula depende neste caso, do ponto de apoio escolhido. Este ponto de apoio vai determinar uma relação de proporcionalidade.

E como existe uma faixa na qual a proporcionalidade é mantida, esta recebe o nome de faixa proporcional (também chamada de Banda Proporcional).

4.3.1) Faixa Proporcional

É definida como sendo a porcentagem de variação da variável controlada capaz de produzir a abertura ou fechamento total da válvula. Assim, por exemplo, se a faixa proporcional é 20%, significa que uma variação de 20% no desvio produzirá uma variação de 100% na saída, ou seja, a válvula se moverá de totalmente aberta para totalmente fechada quando o erro variar 20% da faixa de medição.

A figura 4.7 mostra a relação entre a abertura da válvula e a variável controlada.

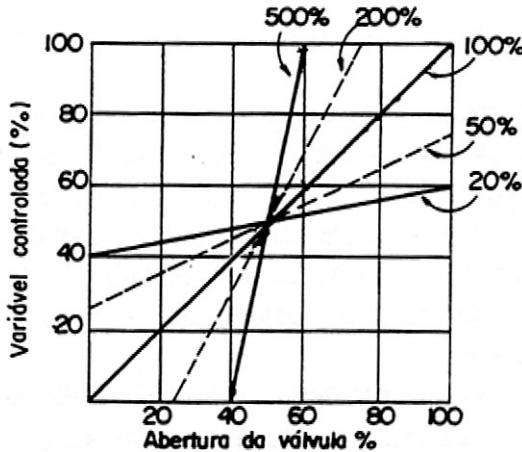


Fig. 4.7 - Representação gráfica de diversas faixas proporcionais

Observando a figura 4.7 chega-se a conclusão de que “quanto menor a faixa proporcional, maior será o movimento da válvula em relação ao mesmo desvio e, portanto, mais eficiente será a ação proporcional”.

Porém, se a faixa proporcional for igual a zero, a ação proporcional deixa atuar, passando então a ser um controle de ação liga-desliga.

Então, podemos concluir que existe uma relação bem definida entre a faixa proporcional (FP) e o ganho proporcional (K_p). Esta relação pode ser expressa da seguinte forma:

$$K_p = \frac{100}{FP} = \frac{\text{Variação da saída}}{\text{Variação da entrada}}$$

4.3.2) Erro de Off-Set

Verificamos até aqui que ao introduzirmos os mecanismos da ação proporcional, eliminamos as oscilações no processo provocados pelo controle liga-desliga, porém o controle proporcional não consegue eliminar o erro de off-set, visto que quando houver um distúrbio qualquer no processo, a ação proporcional não consegue eliminar totalmente a diferença entre o valor desejado e o valor medido (variável controlada), conforme pode ser visto na figura 4.8.

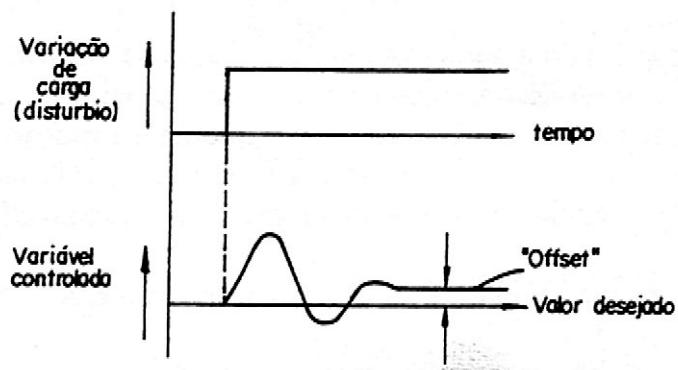


Fig. 4.8 - Resultado do controle pela ação proporcional

Para melhor esclarecer como aparece este erro de "off-set", voltemos à figura 4.6. Para tal, suponha que a válvula esteja aberta em 50% e que a variável controlada (nível) esteja igual ao valor desejado (50cm, por exemplo). Agora, suponha que ocorra uma variação de carga fazendo com que a vazão de saída aumente. O nível neste caso descerá e, portanto, a bôia também, abrindo mais a válvula de controle e assim aumentando a vazão de entrada até que o sistema entre em equilíbrio.

Como houve alteração nas vazões de saída e de entrada de líquido, as condições de equilíbrio sofreram alteração e este será conseguido em outra posição. Esta mudança na posição de equilíbrio então provocará o aparecimento de uma diferença entre os valores medidos e desejados. Esta diferença permanecerá constante enquanto nenhum outro distúrbio acontecer, já que a ação proporcional só atua no momento em que o distúrbio aparece.

Uma observação importante que deve ser feita é de que o valor do erro off-set depende diretamente da faixa proporcional, tornando assim cada vez menor à medida que a faixa proporcional diminui. No entanto, a medida que a faixa proporcional diminui, aumenta a possibilidade do aparecimento de oscilações, sendo portanto, importante estar atento quando escolher a faixa proporcional de controle.

4.3.3) Características básicas do controle proporcional

Basicamente todo controlador do tipo proporcional apresenta as seguintes características:

- Correção proporcional ao desvio
- Existência de uma realimentação negativa
- Deixa erro de off-set após uma variação de carga

4.3.4) Esquema básico de um controlador proporcional

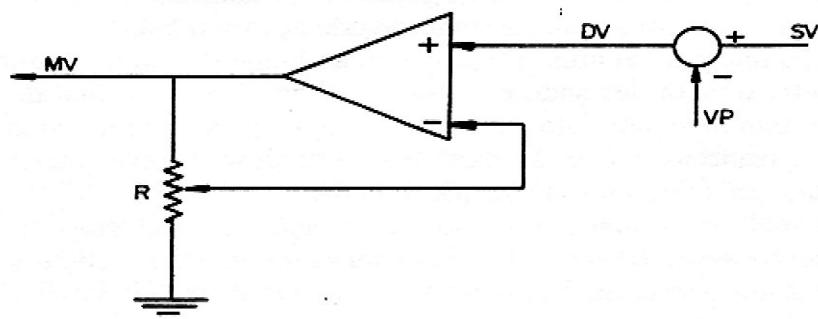
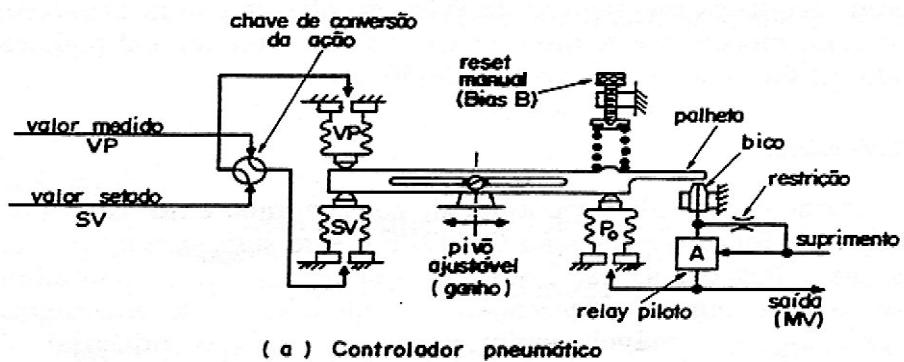


Fig. 4.9 - Controladores proporcionais

4.3.5) Conclusão

Vimos que com a introdução da ação proporcional, se consegue eliminar as inconvenientes oscilações provocadas pelo controle "ON-OFF". No entanto esta ação não consegue manter os sistema em equilíbrio sem provocar o aparecimento do erro de off-set caso haja variação na carga, que muitas vezes pode ser contornado pelo operador que de tempos em tempos manualmente faz o reajuste do controle eliminando este erro. Se, entretanto, isto ocorrer com freqüência, torna-se desvantajosa a ação de correção do operador e então outro dispositivo dever ser usado.

Assim, sistemas de controle apenas com ação proporcional somente devem ser empregados em processos onde grandes variações de carga são improváveis, que permitem pequenas incidências de erros de off-set ou em processos com pequenos tempos mortos. Neste último caso, a faixa proporcional pode ser bem pequena (alto ganho) a qual reduz o erro de off-set.

4.4) AÇÃO INTEGRAL

Ao utilizar o controle proporcional, conseguimos eliminar o problema das oscilações provocadas pela ação ON-OFF e este seria o controle aceitável na maioria das aplicações se não houvesse o inconveniente da não eliminação do erro de off-set sem a intervenção do operador. Esta intervenção em pequenos processos é aceitável, porém em grandes plantas industriais, isto se torna impraticável. Para resolver este problema e eliminar este erro de off-set, desenvolveu-se uma nova unidade denominada ação integral.

A ação integral vai atuar no processo ao longo do tempo enquanto existir diferença entre o valor desejado e o valor medido. Assim, o sinal de correção é integrado no tempo e por isto enquanto a ação proporcional atua de forma instantânea quando acontece um distúrbio em degrau, a ação integral vai atuar de forma lenta até eliminar por completo o erro.

Para melhor estudarmos como atua a ação integral em um sistema de controle, recorremos à figura 4.10, onde está sendo mostrado como se comporta esta ação quando o sistema é sensibilizado por um distúrbio do tipo degrau em uma malha aberta.

Observe que a resposta da ação integral foi aumentando enquanto o desvio esteve presente, até atingir o valor máximo do sinal de saída (até entrar em saturação).

Assim, quanto mais tempo o desvio perdurar, maior será a saída do controlador e ainda se o desvio fosse maior, sua resposta seria mais rápida, ou seja, a reta da figura 4.10 seria mais inclinada.

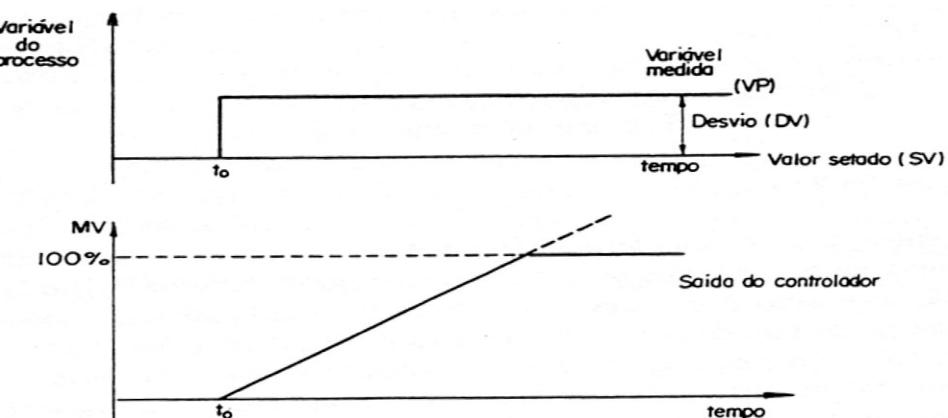


Fig. 4.10 - Resposta da ação integral em distúrbio em degrau

Percebemos então que a resposta desta ação de controle é função do tempo e do desvio e deste modo podemos analiticamente expressá-la pela seguinte equação:

$$\frac{ds}{dt} = K_I \cdot DV \quad (2)$$

Onde:

$\frac{ds}{dt}$ = Taxa de variação de saída do controlador

DV = desvio

K_I = ganho integral ou taxa integral.

Na maioria das vezes o inverso de K_I , chamado de tempo integral $T_i = \frac{1}{K_I}$ é usado para descrever a ação integral.

[T_i = tempo necessário para que uma repetição do efeito proporcional seja obtido, sendo expresso em minuto por repetição (MPR) ou segundo por repetição (SPR)].

Integrando a equação (2), nós encontramos a saída atual do controlador em qualquer tempo como:

$$MV(t) = K_I \int_0^t DV(t) \cdot dt + S_0 \quad (3)$$

Onde:

$MV(t)$ = saída do controlador para um tempo t qualquer

S_0 = saída do controlador para $t = 0$

Esta equação mostra que a saída atual do controlador $MV(t)$, depende do histórico dos desvios desde quando este começou a ser observado em $t = 0$ e por conseguinte ao ser feita a correção do desvio, esta saída não mais retornará ao valor inicial, como ocorre na ação proporcional.

Podemos ver pela equação (2), por exemplo, que se o desvio dobra, a razão de saída do controlador muda em dobro também. A constante K_I significa que pequenos desvios produzem uma grande relação de mudanças de S e vice-versa. A figura 4.11(a) ilustra graficamente a relação entre S , a razão de mudança e o desvio para dois diferentes valores de K_I . A figura 4.11(b) mostra como, para um desvio em degrau, os diferentes valores para MV como função do tempo conforme foi estabelecido pela equação (2). Portanto, podemos concluir que a rápida razão gerada por K_I causa uma saída do controlador muito maior para um particular tempo depois que o desvio é gerado.(OBS.: Figura 4.11)

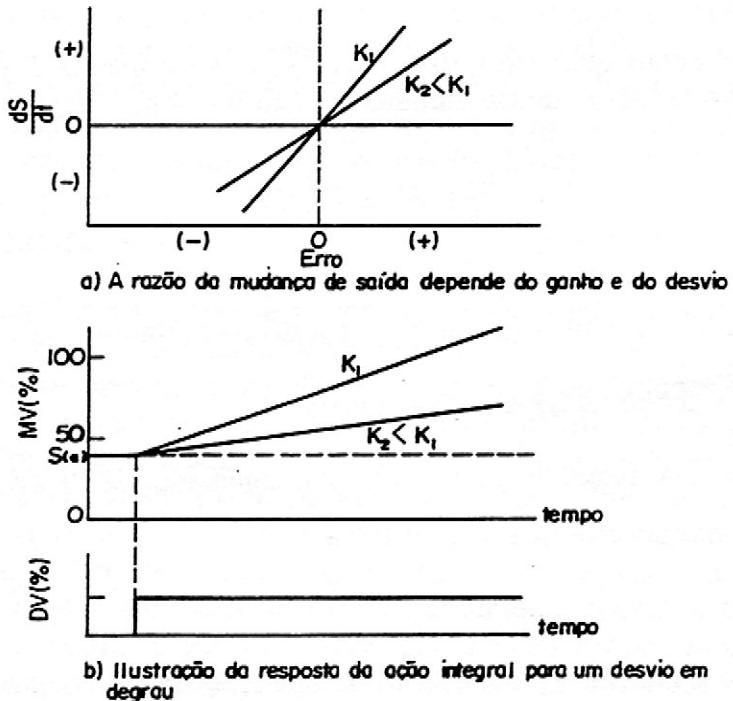


Fig. 4.11 - Ação do controle integral

4.4.1) Características básicas do controle integral:

As principais características do controle integral são:

- Correção depende não só do erro mas também do tempo em que ele perdurar.
- Ausência do erro de off-set.
- Quanto maior o erro maior será velocidade de correção.
- No controle integral, o movimento da válvula não muda de sentido enquanto o sinal de desvio não se inverter.

4.4.2) Esquema básico de um controlador integral

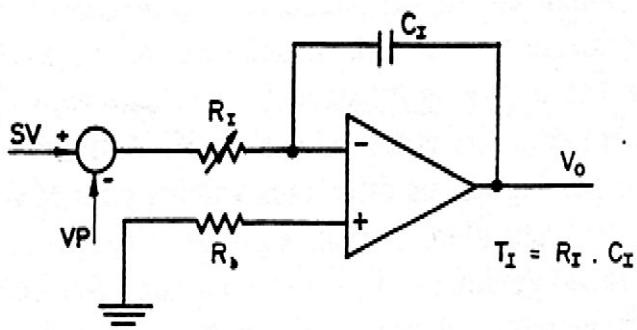


Fig. 4.12 - Controlador integral eletrônico

4.4.3) Conclusão

Vimos que a ação integral foi introduzida principalmente para eliminar o erro de off-set deixado pela ação proporcional, atuando então, até que o desvio volte a ser nulo. No entanto, como ela é uma função do tempo, sua resposta é lenta e por isto, desvios grandes em curtos espaços de tempo não são devidamente corrigidos.

Um outro fator importante notado quando se usa este tipo de ação, é que enquanto o desvio não mudar de sentido, a correção (ou seja, o movimento da válvula) não mudará de sentido podendo provocar instabilidade no sistema.

Tipicamente, a ação integral não é usada sozinha, vindo sempre associada à ação proporcional, pois deste modo tem-se o melhor das duas ações de controle.

A ação proporcional corrige os erros instantaneamente e a integral se encarrega de eliminar a longo prazo qualquer desvio que permaneça (por exemplo, erro de off-set).

Entretanto, às vezes ela pode ser utilizada sozinha quando o sistema se caracteriza por apresentar por pequenos atrasos de processos e correspondentemente pequenas capacitações.

4.5 - AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL (AÇÃO P+ I)

Esta é a ação de controle resultante da combinação da ação proporcional e a ação integral. Esta combinação tem por objetivos principais, corrigir os desvios instantâneos (proporcional) e eliminar ao longo do tempo qualquer desvio que permaneça (integral).

Matematicamente esta combinação é obtida pela combinação das equações (1) e (3), sendo então:

$$MV(t) = K_p \cdot DV + K_p \cdot K_I \int_0^t DV \cdot dt + S_0 \quad (IV)$$

Na prática, como sempre desejamos conhecer a saída para um tempo conhecido e um erro constante, podemos significar esta equação (IV) que é então assim representada:

$$MV = K_p \cdot DV + K_p \cdot K_I \cdot DV \cdot T + S_0 \quad (V)$$

Onde:

T = tempo para o qual se deseja saber a saída MV

A figura 4.13 mostra como esta combinação faz atuar o elemento final de controle quando a variável controlada sofre um desvio em degrau em malha aberta. Em (b) temos o caso em que o controlador está ajustado apenas para atuar na ação proporcional, em (c) ele está ajustado para atuar na ação integral e finalmente em (d) temos as duas ações atuando de forma combinada.

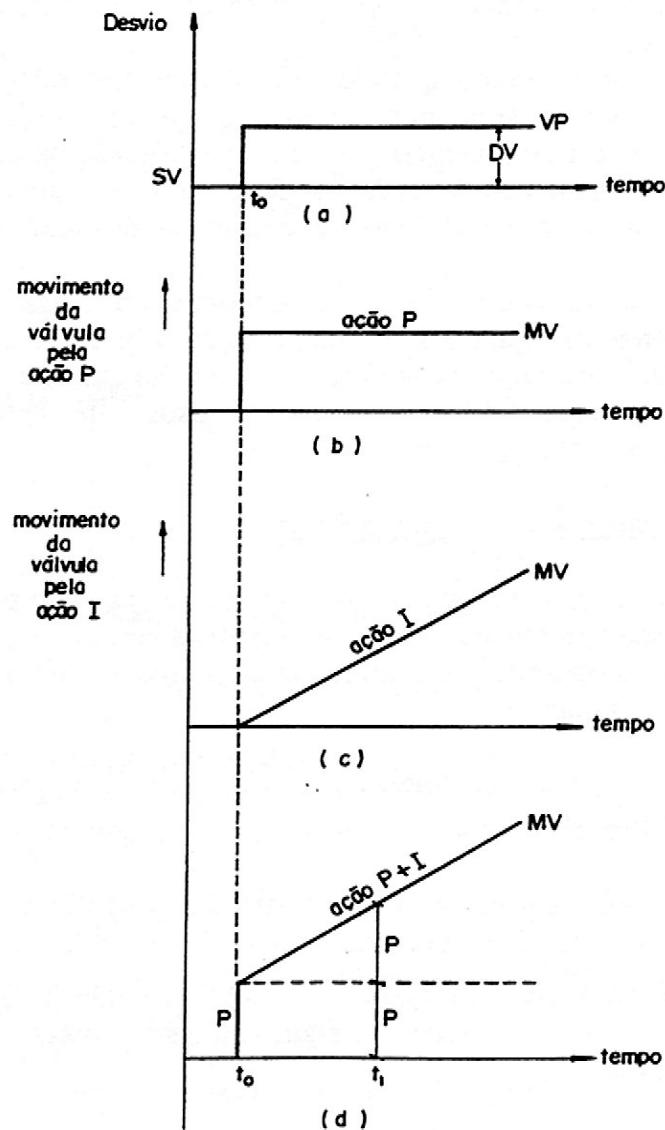


Fig. 4.13 - Resposta em malha aberta das ações P, I e P+I

Vejamos agora o gráfico da figura 4.14 que representa o sinal de saída de um controlador (P+ I) sujeito a um distúrbio, em malha aberta, que após um determinado tempo é eliminado. Observe que neste caso, após cessado o distúrbio, a saída do controlador não mais retorna ao valor inicial. Isto acontece porque devido a atuação da ação integral, uma correção vai sendo incrementada (ou decrementada) enquanto o desvio permanecer. Observe que o sinal de correção é sempre incrementado (ou decrementado) enquanto o desvio se mantém no mesmo sentido.

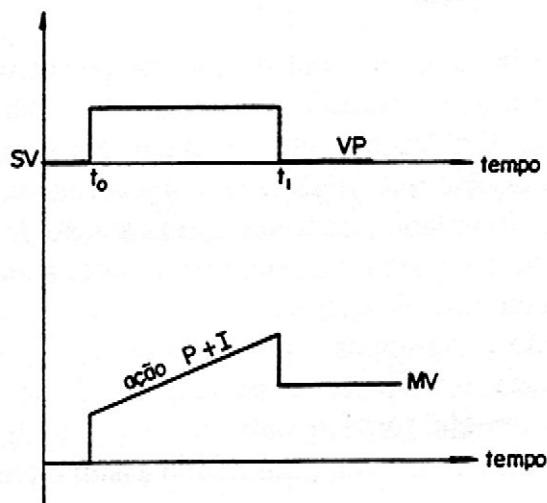


Fig. 4.14 - Resposta em Malha Aberta da Ação P+I

4.5.1) Esquema básico de um controlador P + I.

Esquema básico de um controlador P + I.

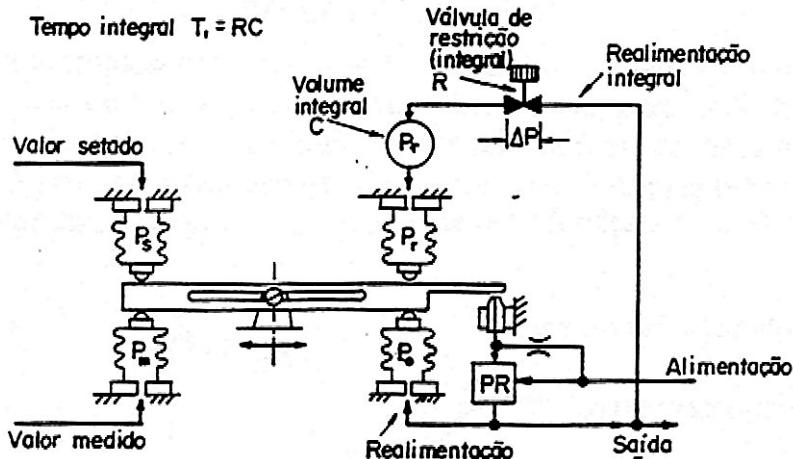


Fig. 4.15 - Exemplo típico de um controlador com ações P e I pneumático

4.5.2) Conclusão

Como notado, através da combinação das ações proporcional e integral, consegue-se eliminar as oscilações e o desvio de off-set e por isto essa associação é largamente utilizada em Controle de Processo. No entanto, deve-se estar atento ao utilizar a ação integral, pois se o processo se caracteriza por apresentar mudanças rápidas, esta ação pode vir a introduzir oscilações que implicaria em instabilidade do sistema.

Outro tipo de processo no qual deve-se ter muito cuidado com a ação integral é o processo em batelada, pois no início de sua operação a ação integral pode causar “over-shoot” na variável sob controle.

Por fim, em processo que se caracteriza por ter constante de tempo grande (mudanças lentas) esta associação torna-se ineficiente e uma terceira ação se faz necessário para acelerar a correção. A esta ação dá-se o nome de ação derivativa (ou diferencial).

4.6 - AÇÃO DERIVATIVA (AÇÃO D)

Vimos até agora que o controlador proporcional tem sua ação proporcional ao desvio e que o controlador integral tem sua ação proporcional ao desvio versus tempo. Em resumo, eles só atuam em presença do desvio. O controlador ideal seria aquele que impedissem o aparecimento de desvios, o que na prática seria difícil. No entanto, pode ser obtida a ação de controle que reaja em função da velocidade do desvio, ou seja, não importa a amplitude do desvio, mas sim a velocidade com que ele aparece.

Este tipo de ação é comumente chamado de ação derivativa. Ela atua, fornecendo uma correção antecipada do desvio, isto é, no instante em que o desvio tende a acontecer ela fornece uma correção de forma a prevenir o sistema quanto ao aumento do desvio, diminuindo assim o tempo de resposta.

Matematicamente esta ação pode ser representada pela seguinte equação:

$$MV = Td \frac{de}{dt} + So \quad (6)$$

Onde:

$$\frac{de}{dt} = \text{Taxa de variação do desvio}$$

S_0 = Saída para desvio zero

Td = Tempo derivativo

O tempo derivativo, também chamado de ganho derivativo, significa o tempo gasto para se obter a mesma quantidade operacional da ação proporcional somente pela ação derivativa, quando o desvio varia numa velocidade constante.

As características deste dispositivo podem ser notadas através dos gráficos da figura 4.16.

No caso (a), houve uma variação em degrau, isto é, a velocidade de variação foi infinita. Neste caso a ação derivativa que é proporcional à velocidade desvio causou uma mudança brusca considerável na variável manipulada.

No caso (b), está sendo mostrada a resposta da ação derivativa para a situação na qual o valor medido é mudado numa razão constante (rampa). A saída derivativa é proporcional à razão de mudança deste desvio.

Assim, para uma grande mudança, temos uma maior saída do desvio à ação derivativa.

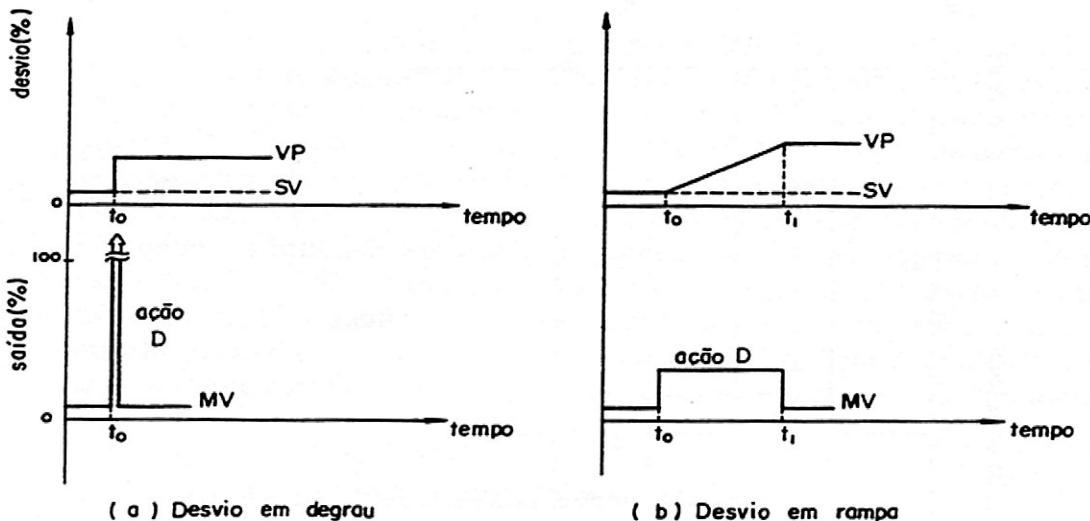


Fig. 4.16 - Resposta da ação derivativa a uma mudança da variável do processo

Analisaremos agora a figura 4.17 que mostra a saída do controlador em função da razão de mudança de desvio. Observe que para uma dada razão de mudança do desvio, existe um único valor de saída do controlador. O tempo traçado do desvio e a nova resposta do controlador, mostram o comportamento desta ação conforme pode ser visto pela figura 4.18.

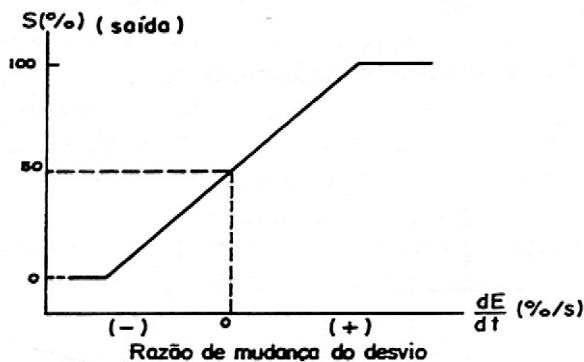


Fig. 4.17 - Ação controle do modo derivativo onde uma saída de 50% foi assumida para o estado derivativo zero.

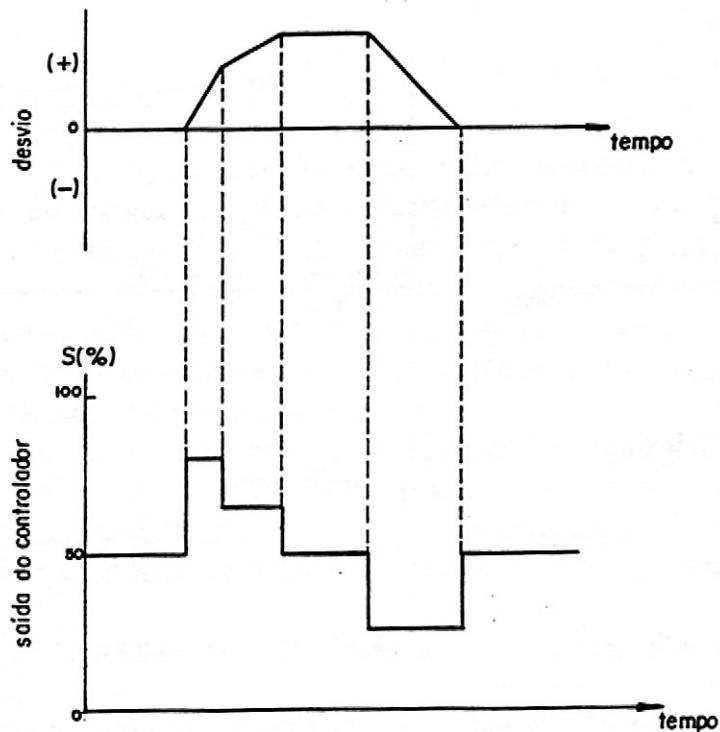


Fig. 4.18 - Ação de controle do modo derivativo para uma amostra de sinal de desvio.

4.6.1) Características básicas do controle derivativo

As principais características do controle derivativo são:

- A correção é proporcional à velocidade de desvio.
- Não atua caso o desvio for constante.
- Quanto mais rápida a razão de mudança do desvio, maior será a correção.

4.6.2) Esquema básico de um controlador derivativo

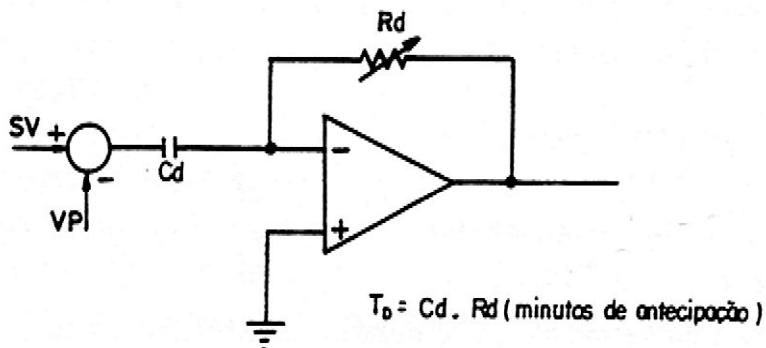


Fig. 4.19 - Esquema elétrico do controle derivativo

4.6.3) Conclusão

Como esta ação de controle depende somente da razão da variação do desvio e não da amplitude deste, não deve ser utilizada sozinha pois tende a produzir movimentos rápidos no elemento final de controle tornando o sistema instável. No entanto, para processos com grandes constantes de tempo, ela pode vir associada à ação proporcional e principalmente às ações proporcional e integral. Esta ação não deve ser utilizada em processos com resposta rápida e não pode ser utilizada em qualquer processo que apresente ruídos no sinal de medição, tal como vazão, pois neste caso a ação derivativa no controle irá provocar rápidas mudanças na medição devido a estes ruídos. Isto causará grandes e rápidas variações na saída do controlador, o qual irá manter a válvula em constante movimento, danificando-a e levando o processo à instabilidade.

4.7 - AÇÃO PROPORCIONAL + INTEGRAL + DERIVATIVA (PID)

O controle proporcional associado ao integral e ao derivativo, é o mais sofisticado tipo de controle utilizado em sistemas de malha fechada.

A proporcional elimina as oscilações, a integral elimina o desvio de off-set, enquanto a derivativa fornece ao sistema uma ação antecipativa evitando previamente que o desvio se torne maior quando o processo se caracteriza por ter uma correção lenta comparada com a velocidade do desvio (por exemplo, alguns controles de temperatura).

A figura 4.20 mostra dois tipos de desvios que aparecem num processo e como cada ação atua neste caso. Em (a), houve um desvio em degrau e a ação derivativa atuou de forma brusca fornecendo uma grande quantidade de energia de forma antecipada no sistema, que pode acarretar em instabilidade no sistema pois o sistema responde de forma rápida ao distúrbio. Já em (b), ocorreu um desvio em rampa, ou seja numa velocidade constante e a ação derivativa só irá atuar no ponto de inflexão quando aconteceu fornecendo também uma energia antecipada no sentido de acelerar a correção do sistema, pois agora pode-se observar que o sistema reage de forma lenta quando ocorre o distúrbio.

Como este controle é feito pela associação das três ações de controle, a equação matemática que o representa será:

$$MV = K_P \cdot E + K_I \int_0^t E \cdot dt + K_P K_D \frac{dE}{dt} S_0 \quad (7)$$

Onde:

$E = DV$ = desvio

$K_D = T_D$ = ganho derivativo (tempo derivativo)

Esta equação na prática pode ser simplificada para

$$MV = K_P \cdot E + K_P \cdot K_I \cdot E \cdot T + K_P \cdot K_D \cdot V_c$$

Onde:

T = tempo

V_c = velocidade do desvio

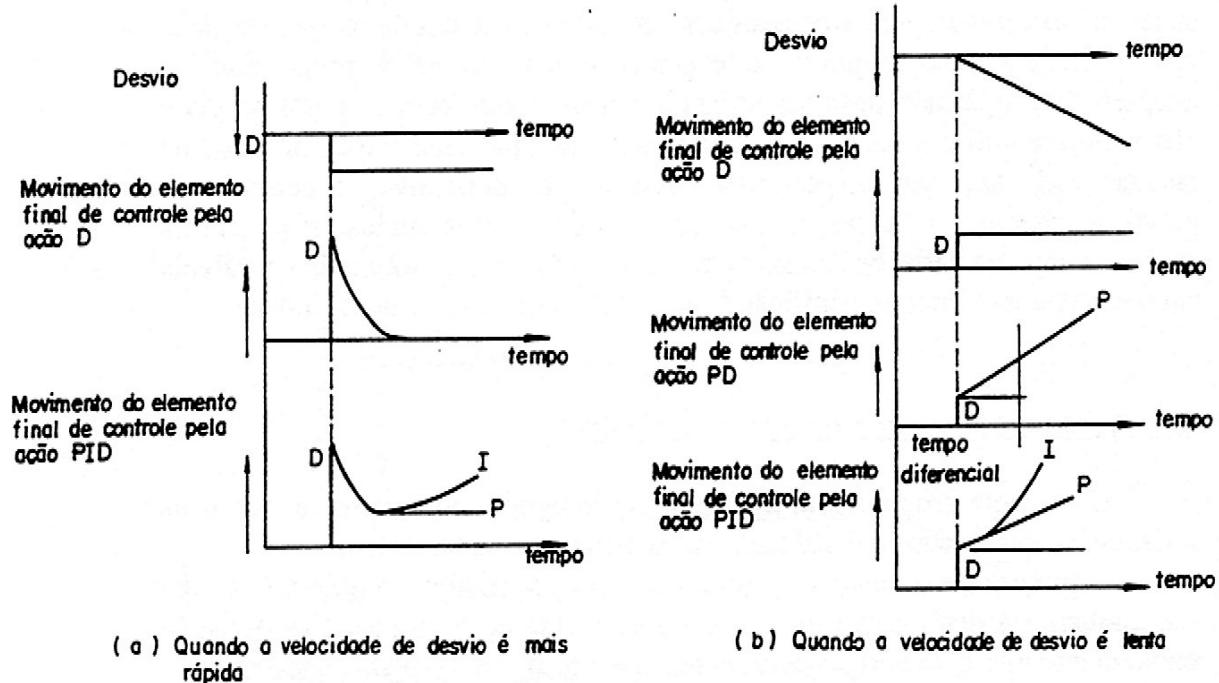


Fig. 4.20 - Movimento do elemento de controle pela ação PID

4.7.1) Esquema básico de um controlador PID

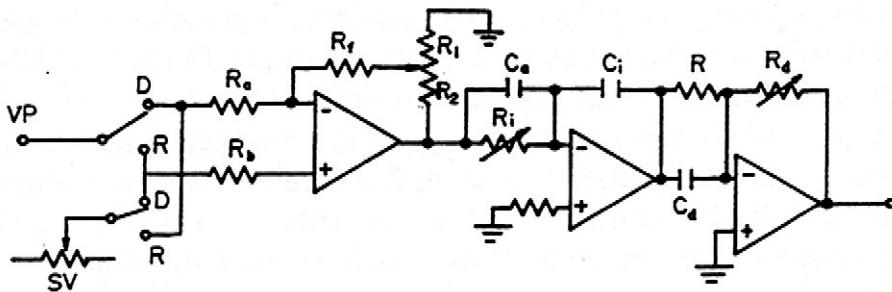


Fig. 4.21 - Esquema básico de um controlador PID eletrônico

4.7.2) Conclusão

A associação das três ações de controle permite-nos obter um tipo de controle que reúne todas as vantagens individuais de cada um deles e por isto, virtualmente ela pode ser utilizada para controle de qualquer condição do processo. Na prática, no entanto, esta associação é normalmente utilizada em processo com resposta lenta (constante de tempo grande) e sem muito ruído, tal como ocorre na maioria dos controles de temperatura.

4.8 - QUADRO COMPARATIVO ENTRE O TIPO DE DESVIO E A RESPOSTA DE CADA AÇÃO

Na figura 4.22, estão sendo mostradas formas de resposta das ações de controle sozinhas ou combinadas, após a ocorrência de distúrbios em degrau, pulso, rampa e senoidal, sendo que o sistema se encontra em malha aberta.

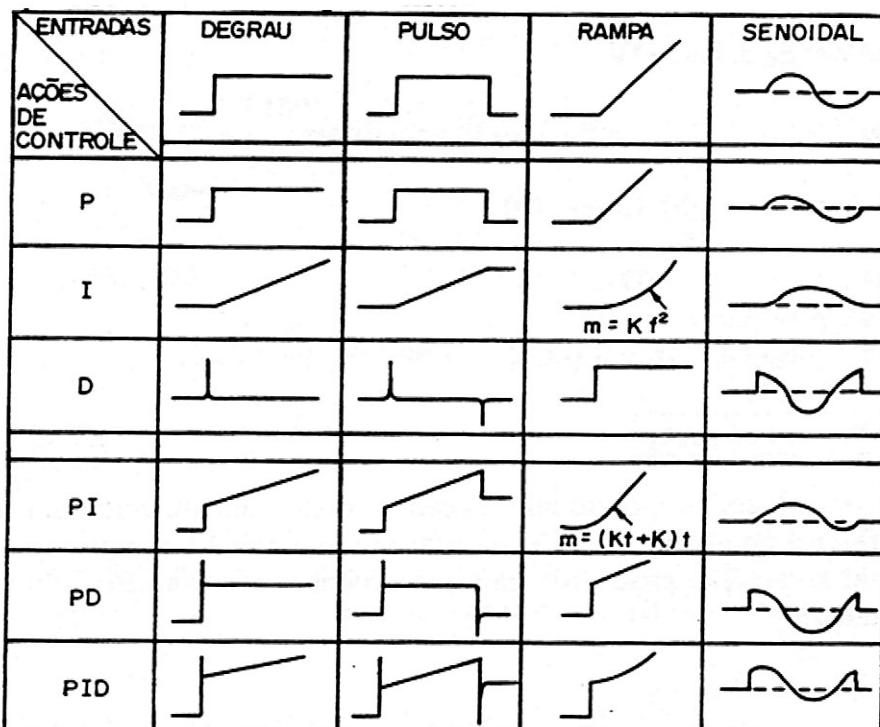


Fig. 4.22 - Resposta das ações de controle a diversos tipos de distúrbios (malha aberta).

4.9) EXERCÍCIOS RESOLVIDOS

- Um controlador de temperatura cujo range é de 300 K a 440 K tem seu valor desejado ajustado em 384 K. Achar o erro percentual quando a temperatura medida é de 379 K.

SOLUÇÃO:

O erro percentual é definido por:

$$DV = \frac{VP - SV}{Faixa} \cdot 100 = \frac{379 - 384}{440 - 300} \cdot 100 = -3,6\%$$

OBS: Neste caso o desvio é negativo pois o valor medido está abaixo do valor desejado.

- 2) Um sistema está sendo controlado através da ação proporcional direta, se encontra funcionando nas seguintes condições: VP = 50%; SV = 40% e FP = 60%. Calcular a sua saída neste instante sabendo que So é igual a 50%.

SOLUÇÃO:

$$MV = So \pm K_p \cdot DV$$

$$MV = So + \frac{100}{FP} \cdot (VP - SV) \text{ Ação direta}$$

$$MV = 50 + \frac{100}{60} \cdot (50 - 40) \text{ Ação direta}$$

$$MV = 50 + 16,67 = 66\%$$

$$MV = \frac{66,66}{100} \cdot 16 + 4 (\text{mA}) = 14,66 (\text{mA})$$

- 3) Um controlador proporcional de ação reversa é sensibilizado por um desvio se manifesta a uma taxa de 8 % / min. Sabendo-se que a faixa proporcional é de 20%, qual é a variação produzida na saída do controlador ao final dos primeiros 20 segundos?

SOLUÇÃO:

$$\begin{aligned} 60 \text{ s} &\cdots \cdots \cdots 8\% \\ 20 \text{ s} &\cdots \cdots \cdots DV \end{aligned}$$

$$\text{Então: } DV = \frac{8}{3}$$

$$MV - So = \pm \frac{100}{FP} \cdot DV$$

$$MV - So = \pm \frac{100}{20} \cdot \frac{8}{3}$$

$$MV - So = \pm 13,34\%$$

$$MV - So = \pm \frac{13,34 \cdot 16}{100}$$

$$MV - So = \pm 2,13 (\text{mA})$$

- 4) Um controlador P + I é sensibilizado em um determinado instante por um desvio de 10 %. Considerando que este controlador se encontra em uma bancada de teste (malha aberta), calcular a nova saída 5 segundos após Ter sido introduzido o desvio, sabendo-se que:
- Faixa Proporcional = 60%
 Ganho Integral = 2 rpm (repetições por minuto)
 Ação do Controlador = Reversa
 Saída Anterior So = 12 mA
 VP > SV

SOLUÇÃO:

$$MV = So \pm (K_p \cdot DV + K_i \cdot Ki \cdot DV \cdot T)$$

$$So = \frac{(12 - 4)}{16} \cdot 100 = 50\%$$

$$MV = 50\% \pm \left(\frac{100}{60} \cdot 10 + \frac{100}{60} \cdot \frac{2}{60} \cdot 10 \cdot 5 \right)$$

$$MV = 50 \% \pm (16,66 + 2,77)$$

$$MV = 50 \pm 19,44 \text{ (Ação Reversa)}$$

$$MV = 50 - 19,44$$

$$MV = 30,56\%$$

Ou seja:

$$MV = \frac{30,56}{100} \cdot 16 + 4 = 8,88 \text{ (mA)}$$

- 5) Um controlador P + D é sensibilizado por um desvio que se manifesta com uma velocidade de 20%/min. Considerando VP > SV, ação direta; Kp = 2; KD = 0,25 min e So= 50%, qual a saída do controlador 10 segundos após o início do desvio?

SOLUÇÃO:

$$MV = So \pm (K_p \cdot DV + K_p \cdot KD \cdot \frac{DE}{dt})$$

$$MV = 50\% \pm (K_p \cdot \frac{20 \cdot 10}{60} + K_p \cdot KD \cdot 20)$$

$$MV = 50\% \pm (2 \cdot \frac{20 \cdot 10}{60} + 2 \cdot 0,25 \cdot 20)$$

$$MV = 50 \% \pm (6,667 + 10)$$

$$MV = 50 \pm 16,667 \text{ (Ação Direta)}$$

$$MV = 50 + 16,667$$

$$MV = 66,667\%$$

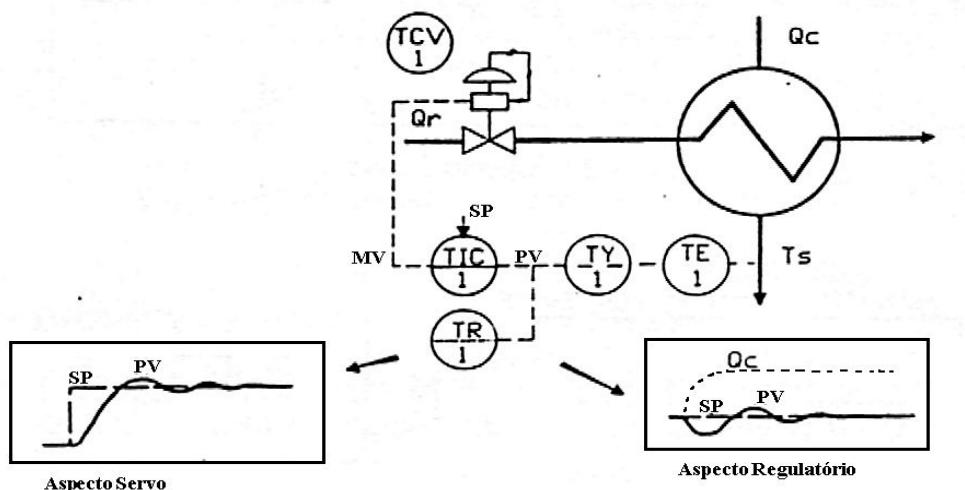
Ou seja:

$$MV = \frac{66,667}{100} \cdot 16 + 4 = 14,66 \text{ (mA)}$$

5) MALHAS DE CONTROLE AUTOMÁTICO

Nesta seção estudaremos os principais tipos de malhas fechada de controle.

5.1) MALHA DE CONTROLE TIPO FEEDBACK



Resposta da temperatura a uma variação no Set-Point.
 Q_c : Vazão de Carga (fluído a ser aquecido)
 Q_r : Vazão reguladora (fluído quente)
 T_s : Temperatura a ser controlada
 PV : Variável do processo
 SP : Set-Point
 MV : Variável manipulada

Resposta da temperatura a uma variação na vazão de carga

Fig.5.1 - Malha de Controle

Nesse tipo de regulação automática, a ação de correção (mV) é produzida com função das diferenças entre a variável do processo e o set-point. A correção não mudará o seu sinal até que o desvio não mude. A correção é cessada quando $PV=SP$.

Na fig. 5.1, pode-se observar o esquema de regulação em malha fechada de um trocador de calor.

Essa regulação tem como objetivo manter a temperatura de saída T_s igual ao set-point (SP). Nota-se na figura o comportamento da malha quando sujeita as perturbações:

- Mudança de Set-Point (caso servo)
- Variação de carga Q_c (caso regulador)

As figuras 5.2 e 5.3 mostram os diagramas de blocos para os dois casos (servo e regulador). Nos dois casos, são ilustrados noções de malha fechada que é independente do tipo de regulação utilizada.

Os controladores normalmente são:

- De tecnologia analógica ou digital.
- De função contínua ou descontínua.
- De algoritmo geralmente PID ou outro.

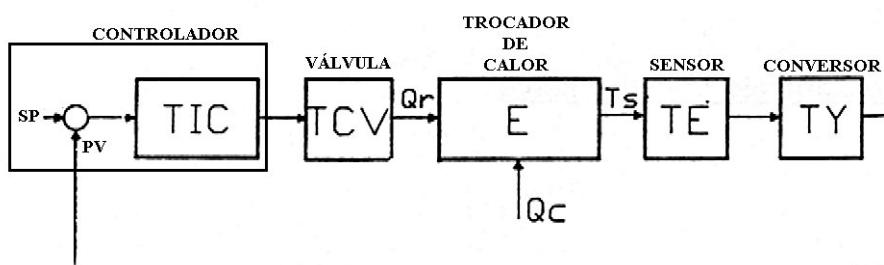


Fig.5.2 - Aspecto "Servo".

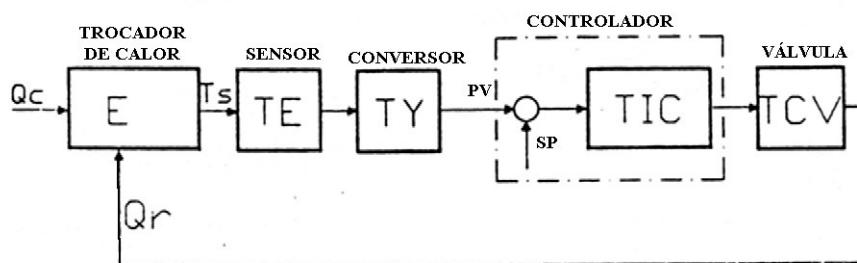


Fig. 5.3 - Aspecto "Regulador".

5.2 - CRITÉRIOS DE PERFORMANCE E COMPORTAMENTO DAS AÇÕES PID EM MALHA FECHADA.

O que é um bom controle? Existem alguns 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.

5.2.1) 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 5.4. Quando esta área é mínima, o desvio correlaciona a menor 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.

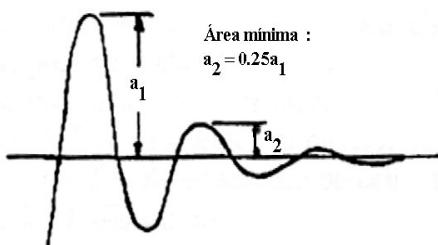


Fig.5.4 - Curva de Reação do Critério da Área Mínima.

5.2.2) Critério de Distúrbio 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 5.5. 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.



Fig.5.5 - Curva de Reação do Critério de Distúrbio Mínimo

5.2.3) Critério da Amplitude Mínima

De acordo com este critério, a amplitude do desvio deverá ser mínima. A figura 5.6 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.

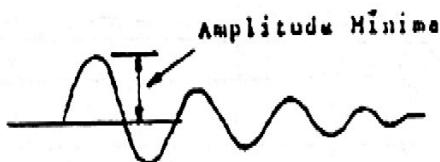


Fig. 5.6 - Curva de reação do critério de amplitude mínima

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°F 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.

5.2.4) Ação Proporcional

O comportamento da ação proporcional é de “acelerar” a resposta da variável do processo e consequentemente reduzir o erro entre a variável do processo e o set point. Lembramos de capítulos anteriores que a saída do controlador proporcional puro, se traduz pela seguinte relação.

$$MV(t) = k_p (PV - SP) + S_o$$

Estudos das ações de controle proporcional aplicada a processos estáveis em malha fechada mostram que diante de uma mudança no set point, no regime permanente, aparecerá um erro residual ϵ (off-set) que tem módulo igual a:

$$\boxed{\epsilon = \frac{\Delta SP}{(1 + K_p \cdot G_p)}}$$

G_p - ganho estatístico do processo
 K_p - ganho proporcional

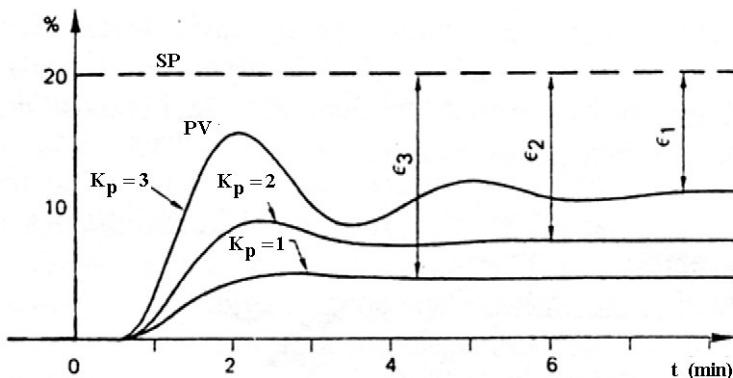


Fig. 5.7 - Resposta na Condição Servo

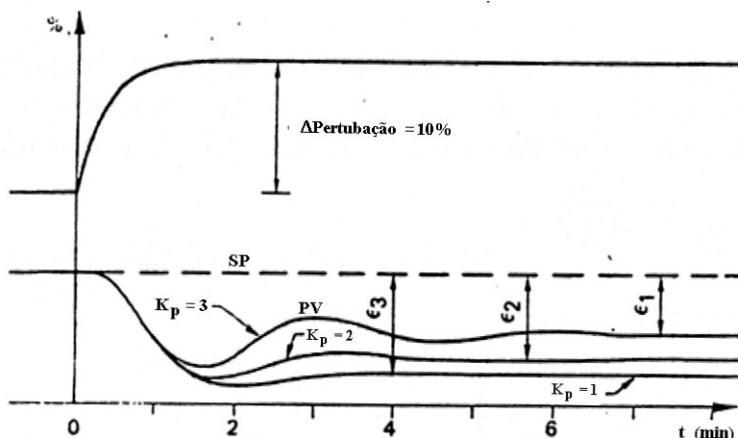


Fig. 5.8 - Resposta na Condição ‘Regulador’.

Exemplo:

Calcular o off-set para os dados a seguir.

$$\begin{aligned} \text{Se } G_p &= 1,5 \\ k_p &= 2 \\ \Delta SP &= 10\% \end{aligned}$$

Obtemos:

$$\varepsilon = \frac{\Delta SP}{(1 + K_p \cdot G_p)} = \frac{10}{1 + 2 \cdot 1,5} = 2,5\%$$

$$\varepsilon = 2,5\%$$

Um aumento de k_p acelera a resposta do processo, provoca uma diminuição do off-set (ε), mas aumenta as oscilações. O valor ótimo de k_p é aquele que resulta em uma resposta rápida com bom amortecimento.

Estudos da ação proporcional em processos instáveis (integradores), mostram que após uma variação de set point, a variável do processo buscará o SP em todos casos. Já diante de uma

perturbação, a variável do processo afastar-se-á do set point, conforme a figura 5.9 (regulação de nível num tanque).

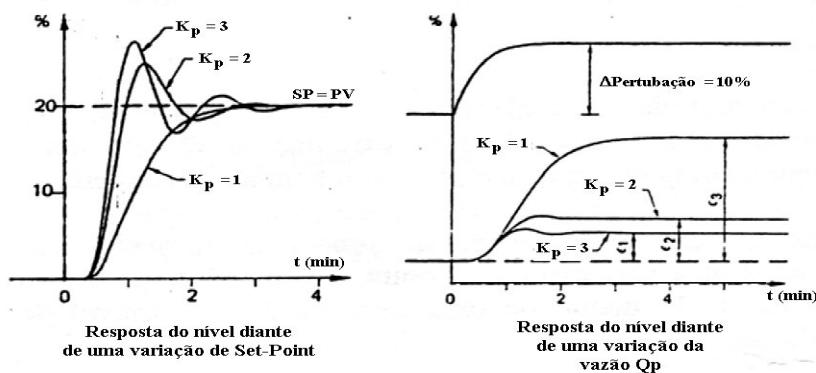
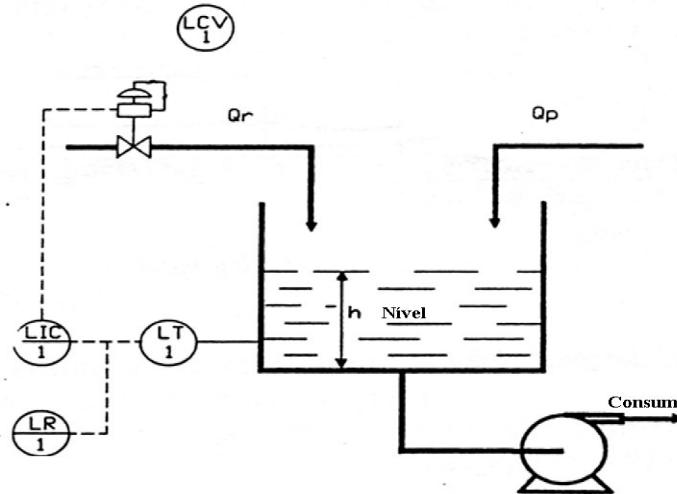


Fig. 5.9 - Controle Proporcional em um Processo Instável.

5.2.5) Ação Integral

O objetivo da ação integral é eliminar desvio entre a variável do processo e o set point. O sinal de saída do controlador é proporcional a integração do erro ($PV - SP$): isso se traduz na fórmula já conhecida.

$$MV(t) = \frac{1}{Ti} \cdot \int_0^T (PV - SP) dt$$

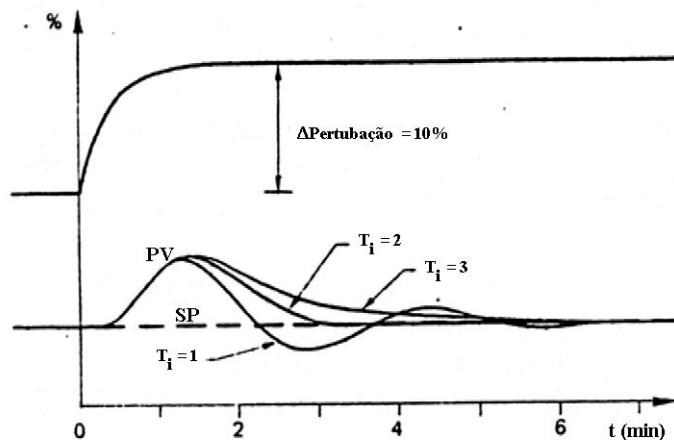
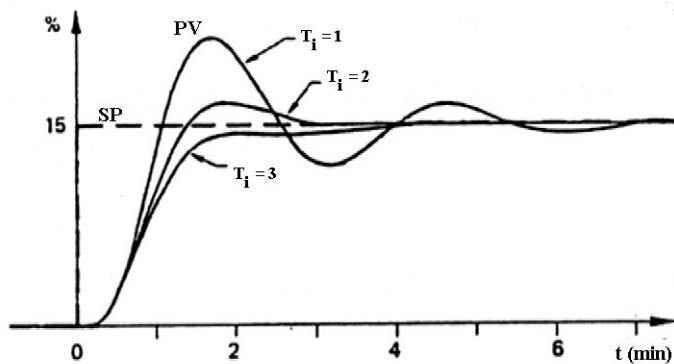


Fig. 5.10 - Controle Proporcional e Integral.

A ação integral é geralmente associada à ação proporcional. Como no caso da ação proporcional, um aumento excessivo da ação integral (diminuição de T_i), aumenta a instabilidade. A figura 5.10 mostra, o valor ótimo de T_i . O resultado é um compromisso entre a velocidade e a estabilidade.

O comportamento da ação integral em um processo instável, é sensivelmente parecido com os de processos estáveis.

5.2.6) Ação Derivativa

A função da ação derivativa é de compensar os efeitos do tempo morto do processo. Ela tem efeito estabilizante mas um valor excessivo pode entrar em uma instabilidade. A saída do controlador derivativos é proporcional a derivada de erro ($PV - SP$).

$$MV(t) = Td \cdot \frac{d(PV - SP)}{dt}$$

Observe que a ação derivada não pode ser utilizada sozinha em uma malha de controle.

As fig. 5.11 e 5.12 ilustram os efeitos da derivada em um processo com tempo morto.

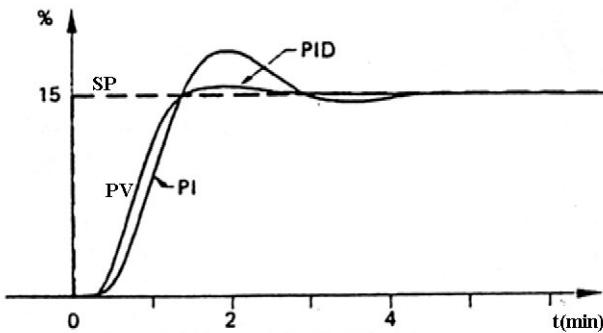


Fig. 5.11 - Controle PI e PID : Caso Servo

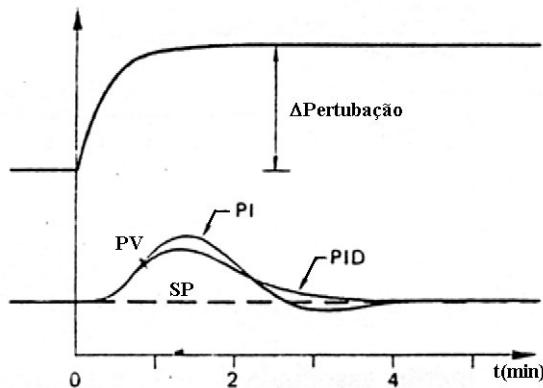


Fig. 5.12 - Controle PI e PID : Caso Regulador

Em casos em que o sinal da variável do processo é ruidoso, a ação derivativa amplifica esses ruídos o que torna a sua utilização delicada ou impossível.

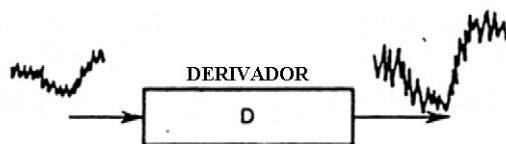


Fig. 5.13 - Módulo Derivativo Puro

A solução a esse problema consistem adicionar um filtro no sinal da variável do processo ou utilizar um módulo de derivada filtrada. E na maioria dos controladores PID, a derivada é filtrada, mas o valor da constante de tempo do filtro é raramente alterável.

5.3) CONTROLE EM CASCATA

O controle em cascata é implementado quando a malha de controle simples já não responde satisfatoriamente, principalmente em processos de grande inércia e quando o processo possui uma contínua perturbação na variável regulante.

No controle em cascata normalmente encontra-se duas variáveis de processo, dois controladores e um elemento final de controle.

5.3.1) Funcionamento

Estudaremos a evolução dos sinais de um controle em cascata de um forno confrontando com os obtidos por uma malha simples.

A figura 5.14 mostra os resultados obtidos do controle em malha fechada simples desse forno.

Durante uma variação na pressão P_e , consequentemente na vazão Q_s , o controle age atuando na válvula TCV_1 até o reequilíbrio de T_s .

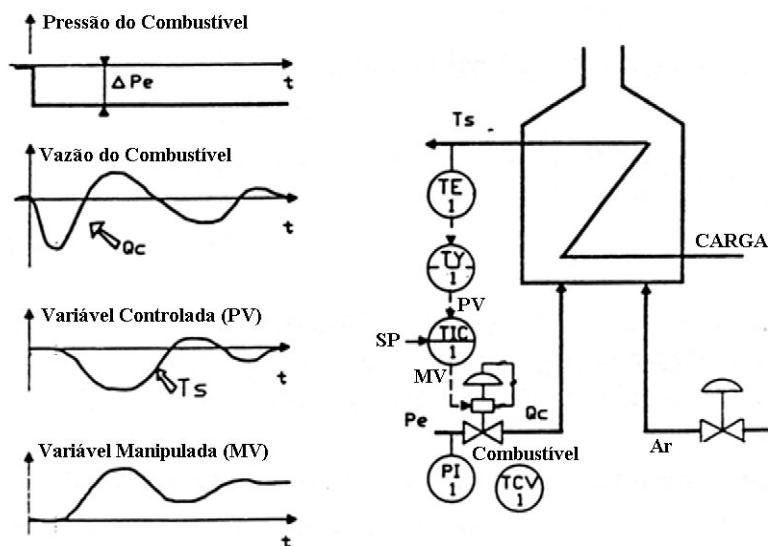


Fig. 5.14 - Malha de Controle de um Forno

Na figura 5.15 mostra os resultados obtidos para a mesma perturbação em uma malha com cascata implementada.

Observa-se que a malha interna corrige rapidamente as variações da vazão de combustível Q_c provocadas pelas variações de pressão P_e . Consequentemente nota-se que a temperatura T_s tem pouca variação.

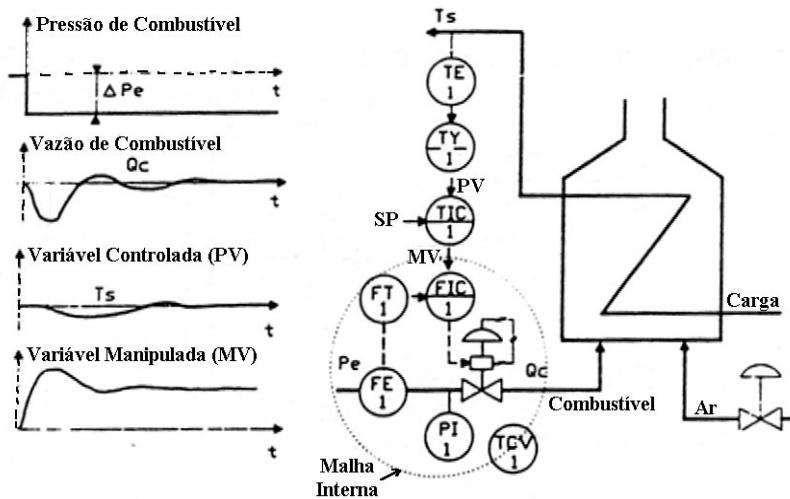


Fig. 5.15 - Malha de Controle de um Forno com Cascata

5.3.2) Exemplos de malha em cascata

A figura 5.16 mostra a malha de controle em cascata com a malha escrava regulando a vazão e malha mestre regulando a temperatura de saída.

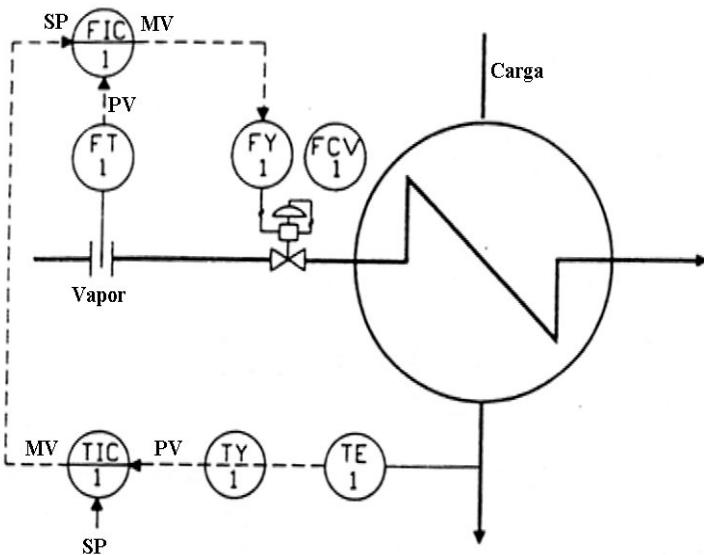


Fig.5.16 - Controle em Cascata de um Trocador de Calor

A figura 5.17 mostra a malha de controle em cascata com a malha escrava regulando a temperatura de saída do fluido de aquecimento e malha mestre regulando a temperatura de reação química.

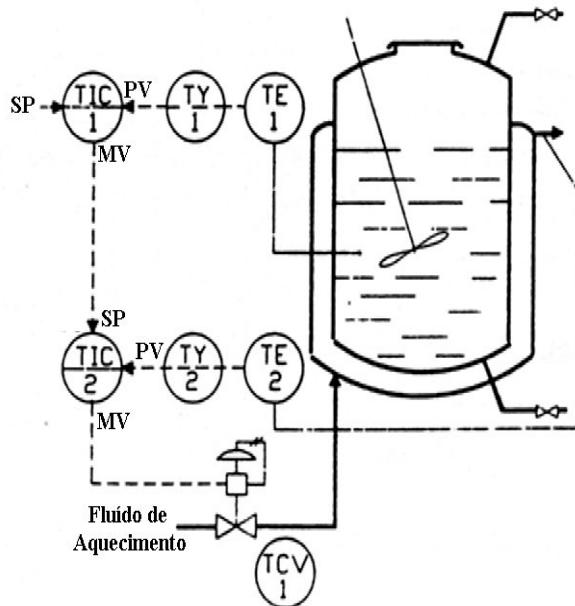


Fig.5.17 - Controle Cascata de um Reator Químico.

Finalmente, na figura 5.18, mostra a malha de controle em cascata com a malha escrava regulando a vazão de fluido de entrada da caldeira e a malha mestre regulando o nível.

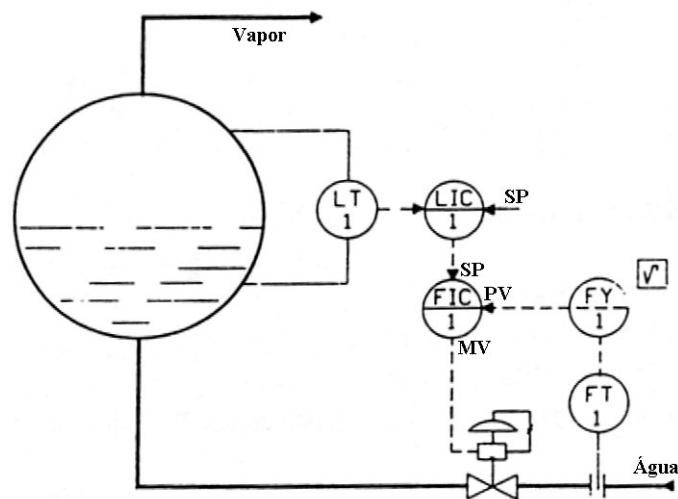


Fig. 5.18 - Controle Cascata de um Tanque.

5.4) CONTROLE DE RELAÇÃO

Este tipo de controle consiste em determinar uma vazão Q_A à uma outra chamada de vazão livre (ou piloto) Q_L .

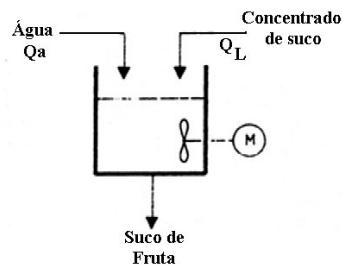


Fig. 5.19 - Fabricação de Suco de Fruta

A figura 5.19 mostra uma aplicação em que se deseja obter um suco de fruta a partir da vazão de concentrado de suco Q_L e de uma vazão de água.

$$Q_A = k \cdot Q_L$$

A relação k depende dos segredos de fabricação, e que determina um sabor sempre característico.

$$K = \frac{Q_A}{Q_L}$$

Sua malha mais completa é mostrada na figura 5.20.

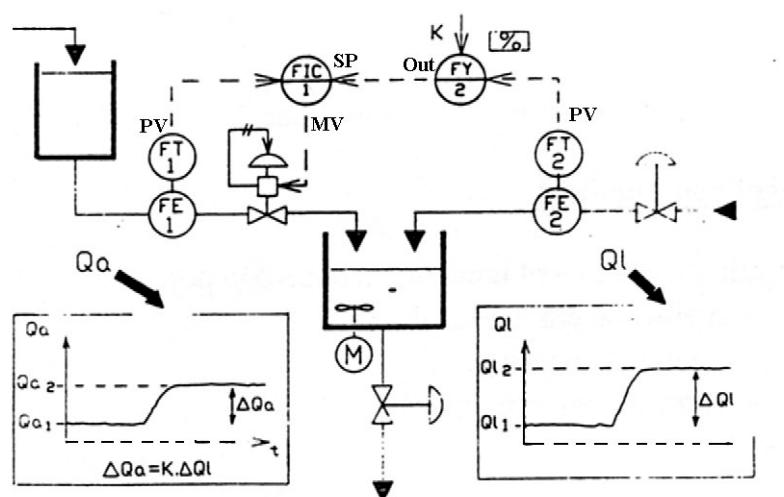


Fig.5.20 - Controle de Relação

Nas figuras a seguir mostramos outros exemplos de controle de relação.

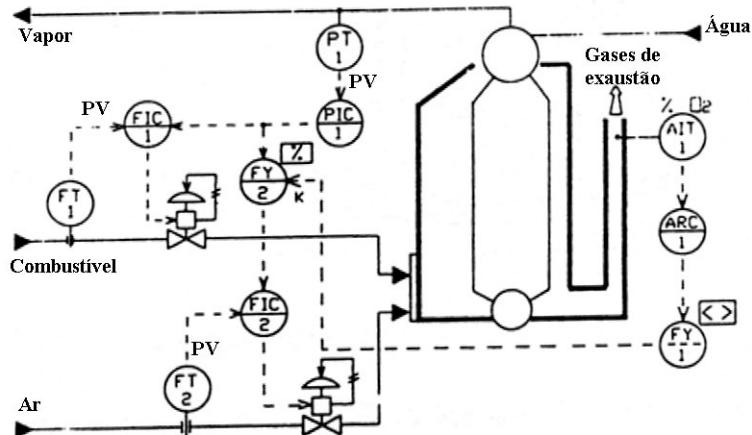


Fig. 5.21 - Caldeira de Vapor

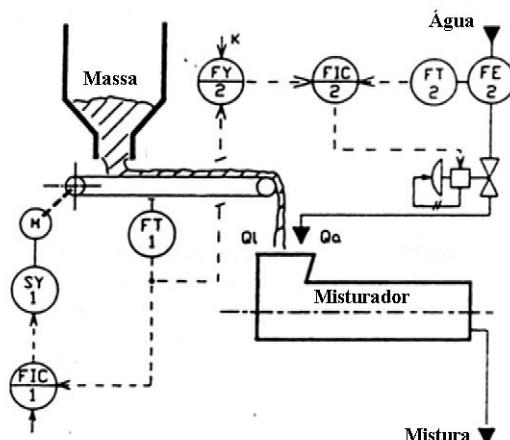


Fig. 5.22 - Misturador

5.5) CONTROLE FEED FORWARD

O controle Feed Forward também é conhecido por:

- regulação em malha aberta
- regulação preditiva
- controle por antecipação

A figura 5.23 representa uma malha de controle que associa uma malha fechada à uma malha aberta, esse último, no entanto, raramente utilizado sozinho.

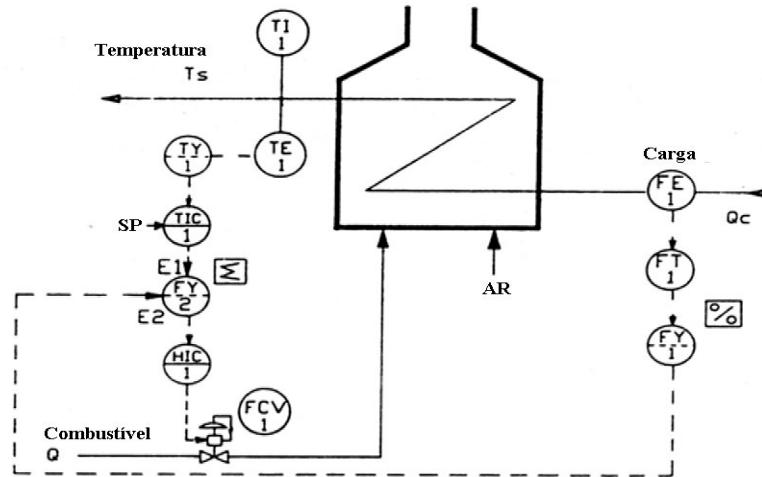


Fig.5.23 - Controle FeedForward

5.5.1 Malha de Controle Feed Forward (malha aberta)

Na figura 5.24, apenas o processo em malha aberta é representado. O somador FY2 é necessário para associar a malha aberta com a malha fechada.

A malha aberta fornece uma correção na vazão de combustível instantaneamente para qualquer variação em Q_c. De modo que sua repercussão não perturbe a variável controlada T_s.

O controle Feed Forward se justifica se a variável perturbadora (Q_c) provoca grandes variações na variável do processo T_s.

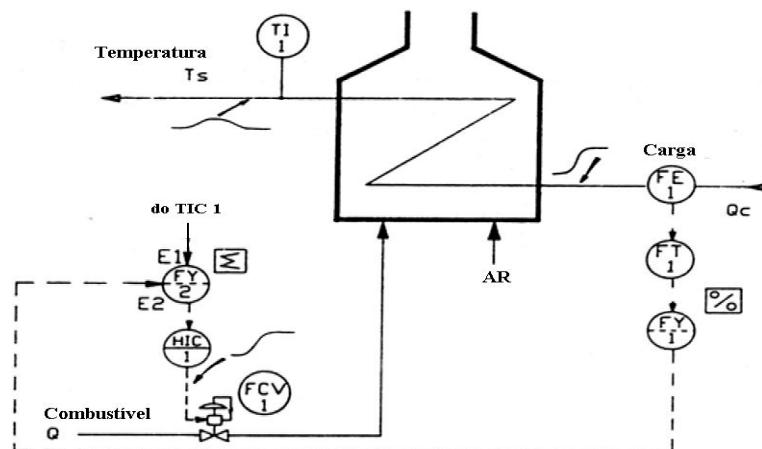


Fig. 5.24 - Controle em Malha Aberta.

5.5.2) Outros Exemplos de Controle Feed Forward

Na figura 5.25 e 5.26 são mostrados o controle de nível a dois e três elementos.

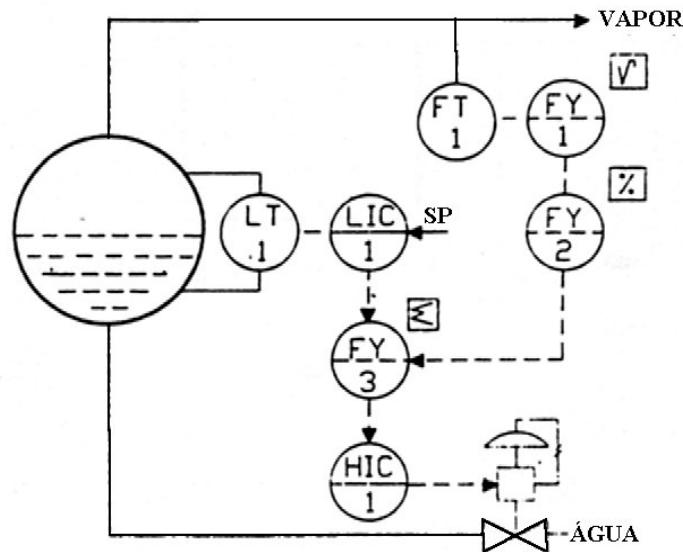


Fig. 5.25 - Controle à dois Elementos

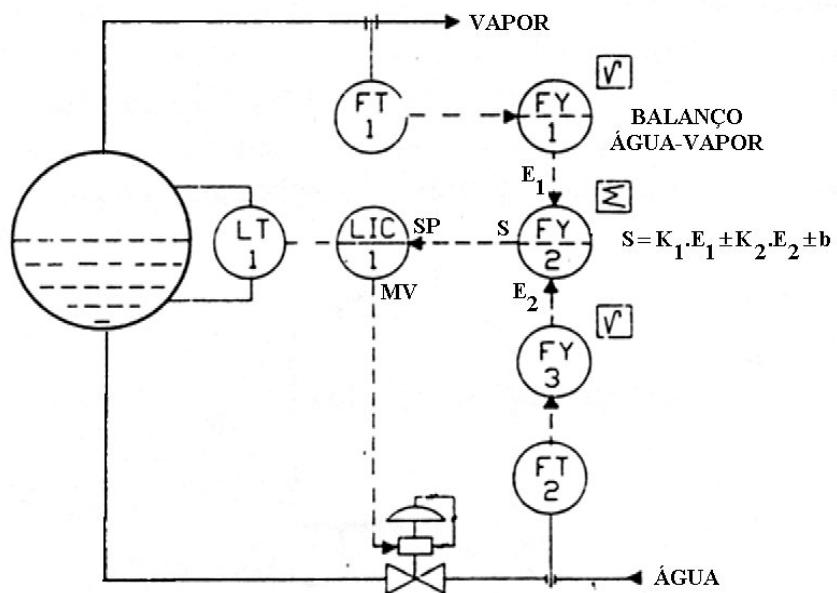


Fig. 5.26 - Controle à Três Elementos

5.6) CONTROLE TIPO SPLIT-RANGE

O controle split-range é uma montagem particular que utiliza no mínimo dois elementos finais de controle comandados simultaneamente pelo mesmo sinal.

Essa montagem é utilizada:

- Quando a rangeabilidade necessária para uma aplicação é maior que a rangeabilidade de um único elemento final de controle (fig. 5.27).
- Quando é necessário utilizar dois elementos finais de controle indiferente da situação (fig. 5.28).

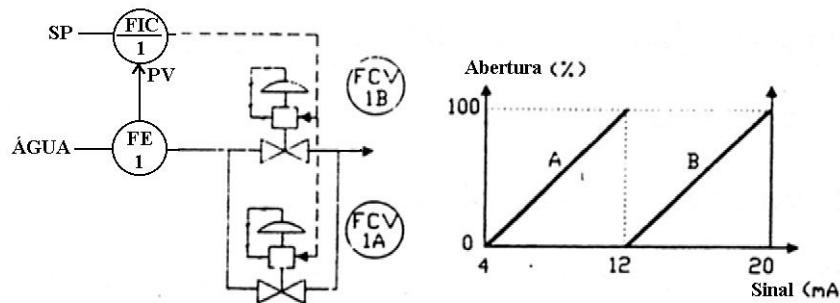


Fig. 5.27 - Controle Split-Range.

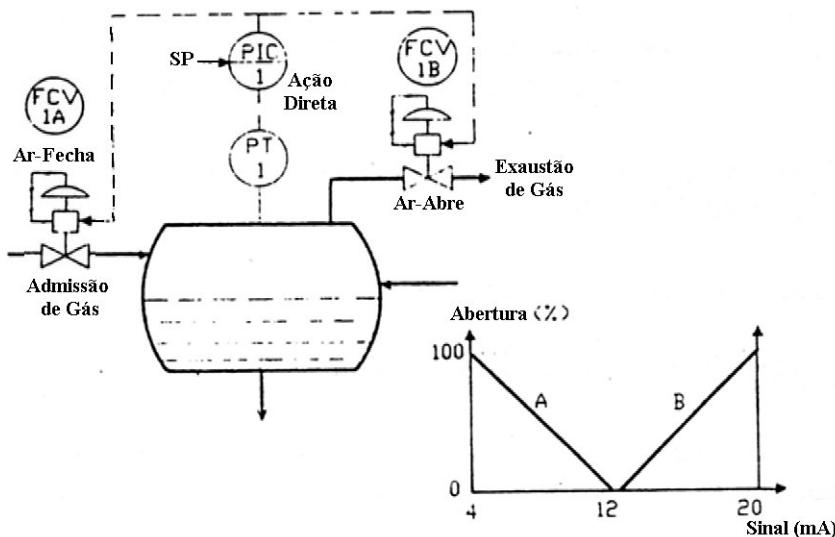


Fig. 5.28 - Controle Split-Range II

A montagem split-range necessita de posicionadores que permitam efetuar em cada EFC o seu curso nominal para uma parte do sinal do controlador.

6) MÉTODOS DE SINTONIA DE MALHAS

Os principais métodos utilizados para sintonia de malhas de controle do tipo feedback são:

6.1) MÉTODO DE APROXIMAÇÕES SUCESSIVAS OU TENTATIVA E ERRO

Consiste em modificar as ações de controle e observar os efeitos na variável de processo. A modificação das ações continua até a obtenção de uma resposta ótima.

Em função da sua simplicidade é um dos métodos mais utilizados, mas seu uso fica impraticável em processos com grandes inércias. É necessário um conhecimento profundo do processo e do algoritmo do controlador.

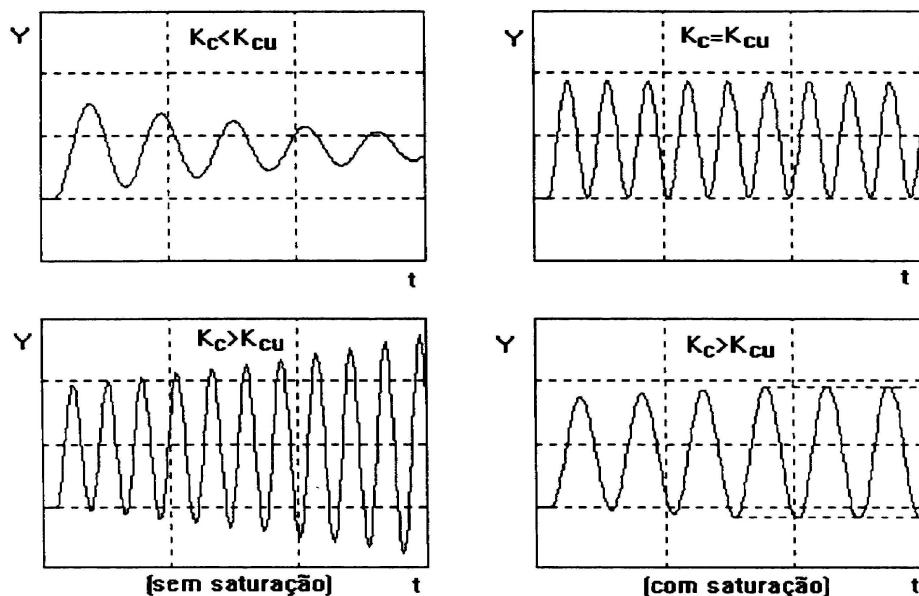
O método de sintonia PID por tentativa e erro pode ser resumido nos seguintes passos:

- 1) Eliminar a ação integral ($\tau_1 = \infty$) e a ação derivada ($\tau_d = 0$).
- 2) Coloque k_c num valor baixo (ex: $k_c = 0,5$) e coloque o controlador em automático.
- 3) Aumente o k_c aos poucos até o processo ciclar continuamente nos casos de servos e regulador.
- 4) Reduza k_c a metade
- 5) Diminua τ_1 aos poucos até processo ciclar continuamente nos casos servos e regulador. Ajuste τ_1 para 3 vezes o valor.
- 6) Aumente τ_1 aos poucos até o processo ciclar continuamente nos casos servos e regulador. Ajuste τ_1 para 1/3 do valor

O valor de k_c quando o processo clica continuamente é chamado de último ganho (ultimate gain) sendo representado por k_{cu} .

Durante o teste é importante que a saída do controlador não sature.

Graficamente temos as seguintes situações:



O método de tentativa e erro tem as seguintes desvantagens:

- a) Utiliza muito tempo, se o número de tentativas para otimizar k_c , τ_1 e τ_d for muito grande ou se a dinâmica do processo for muito lenta.

O teste pode ser muito caro devido a baixa produtividade ou qualidade ruim do produto durante o mesmo.

- b) A ciclagem contínua pode ser dificultada, pois está no limite de estabilidade e qualquer perturbação ou alteração no processo pode ocorrer durante a sintonia e causar operação instável ou perigosa. (ex: disparar a temperatura de um reator químico)
- c) Este procedimento de sintonia não é aplicável a processos em malha aberta pois estes processos são instáveis tanto com valores baixos k_c como valores altos de k_c , mas são estáveis em valores intermediários de k_c .
- d) Alguns processos simples não tem k_{cu} (ex: processos de 1ª e 2ª ordem sem tempo morto).

Mostraremos a seguir algumas regras que podem ser úteis na sintonia fina do controlador:

- 1) Partindo de um pré-sintonia, o ajuste do ganho não deve ser superior a 20% do valor inicial, o ideal seria entre 5 a 10%.

2) Reduza o ganho nos seguintes casos:

- A variável controlada tende a ciclar
- Há um grande overshoot na variável manipulada.
- A variável controlada está movendo em torno do set-point.

- 3) A ação integral pode ser ajustada por um fator de dois inicialmente e então reduzida até que a sintonia se torne satisfatória.

A ação integral deve ser aumentada se a variável controlada estiver lenta na sua aproximação do set-point.

Uma alteração grande na ação integral deve ser acompanhada de uma alteração no ganho do controlador, isto é, diminua o ganho levemente se o tempo integral é reduzido e vice-versa se for aumentado.

- 4) A ação derivativa deve ser evitada.

Se a ação derivativa for necessária, então devem ser compensados com o tempo proporcional e integral quando alterada a ação derivativa, isto é feito de forma semelhante ao ajuste da integral.

Note que a razão entre o tempo derivativo e o tempo integral deve ser menor que 0,5.

6.2) MÉTODOS QUE NECESSITAM DE IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO

O conhecimento dos parâmetros do processo e da estruturação do controlador permite o cálculo de ações de controle. Este método necessita de um registrador contínuo e rápido. É utilizado, de preferência em processos de grande inércia.

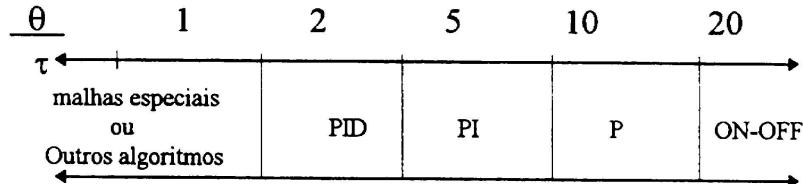
A identificação de um processo permite a obtenção dos seus principais parâmetros (ganho, constante de tempo, etc.). A partir desses parâmetros, podemos calcular as ações a serem fixadas no controlador que dependem basicamente de:

- Do modelo escolhido para a identificação;
- Da estrutura do controlador utilizado;
- Do modo de regulação escolhido (P, PI, PID)

6.2.1) Para Processos Estáveis

Após a identificação do processo segundo o modelo de primeira ordem, utilizar a tabela 9.1 para calcular as ações a serem afixadas no controlador. As fórmulas da tabela 9.1 permitem obter respostas bi-amortecidas.

A escolha do modo de regulação está ligada a controlabilidade do sistema que é determinada pela relação θ/τ .



AÇÕES	MODOS DE REGULAÇÃO					
	P	PI Série	PI Paralelo	PID Série	PID Paralelo	PID Misto
G_r	$\frac{0,8 \cdot \theta}{G_s \cdot \tau}$	$\frac{\theta + 0,4}{\tau, 1,2 G_s}$	$\frac{\theta + 0,4}{\tau, 1,2 G_s}$			
T_i	Maxi	θ	$\frac{G_s \cdot \tau}{0,8}$	θ	$\frac{G_s \cdot \tau}{0,8}$	$\theta + 0,4 \cdot \tau$
T_d	0	0	0	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35 \cdot \theta}{G_s}$	$\frac{\theta \cdot \tau}{\tau + 2,5 \cdot \theta}$

Tabela 6.1 – Cálculo das Ações P, I e D para Processos Estáveis

Após os cálculos e fixação das ações , no controlador, é necessário efetuar um teste de resposta do sistema (mudanças no set-point). Se os resultados obtidos não forem satisfatórios, refazer a identificação, confirmar a estrutura do controlador e recalcular as ações.

EXEMPLO:

1) Identificação do sistema

A resposta de um sistema em malha aberta é mostrada na figura 6.2. Da identificação por “Borda”. $G_p = 0,84$; $\theta = 26s$; $\tau = 14s$

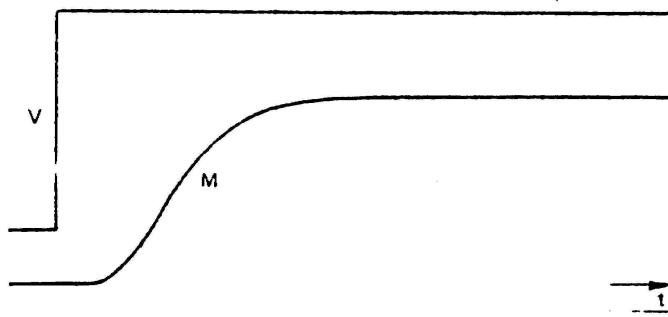


Fig.6.2 – Registro da Excitação de um Processo Estável

2) Cálculo das ações para um controlador com estrutura em série

A relação $\frac{\theta}{\tau} = 1,85$, indica que o modo apropriado é um PID

$$\text{Da tabela } K_p \leq 0,85 \cdot \frac{1}{G_p} \cdot \frac{\theta}{\tau} = 1,75$$

$$T_i \geq \theta = 26 \text{ s}$$

$$T_d = 0,4 \cdot \tau = 6 \text{ s}$$

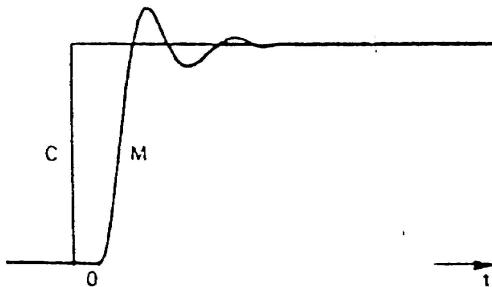
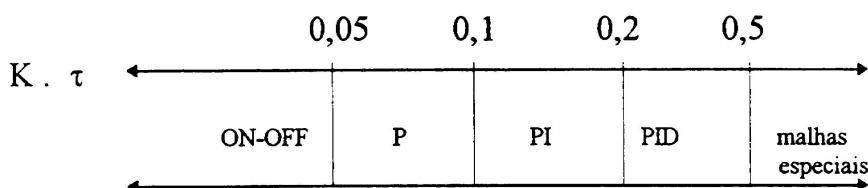


Fig.6.3 – Resposta a uma Variação no SP

6.2.2) Para Processos Instáveis

Após a identificação do processo segundo o modelo integrador puro com tempo morto, utilizar a tabela 6.4, para calcular as ações a serem fixadas no controlador de estrutura conhecida. As fórmulas da tabela 6.4 permitem obter respostas bi-amortecidas.

A escolha do modo de regulação está ligada à controlabilidade do sistema que é determinada pelo produto $K \cdot \tau$.



MODOS DE REGULAÇÃO						
AÇÕES	P	PI Série	PI Paralelo	PID Série	PID Paralelo	PID Misto
G_r	$\frac{0,8 \cdot \theta}{K \cdot \tau}$					
T_i	Maxi	θ	$\frac{K \cdot \tau^2}{0,15}$	$4,8 \cdot \tau$	$\frac{K \cdot \tau^2}{0,15}$	$5,2 \cdot \tau$
T_d	0	0	0	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35}{K}$	$0,4 \cdot \tau$

Tabela 6.4 – Cálculo das Ações P, I e D para Processos Instáveis

Após os cálculos e fixação das ações, no controlador, é necessário efetuar um teste de resposta do sistema (mudanças no set-point). Se os resultados obtidos não forem satisfatórios, refazer a identificação, confirmar a estrutura do controlador e recalcular as ações.

Exemplo:

1) Identificação do Sistema

A resposta de um sistema em malha aberta é representado na fig. 6.5.

Da identificação obtém-se os seguintes parâmetros:

$$T = 0,36 \text{ min} \quad \text{e} \quad k = 1,4 \text{ min}^{-1}$$

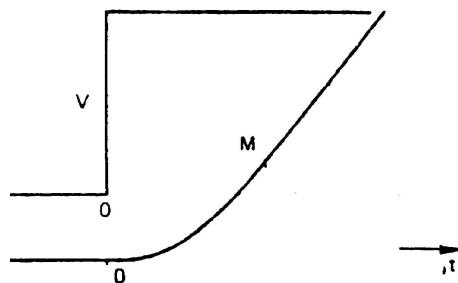


Fig.6.5 – Resposta de um Processo Instável

2) Cálculo das ações de um controlador série

O produto $K \cdot \tau = 1,4 \cdot 0,36 = 0,5$ (PID)

Da tabela 9.2:

$$K_p = \frac{0,85}{K \cdot \tau} = \frac{0,85}{0,5} = 1,7$$

$$T_i = S \cdot \tau = 1,8 \text{ min}$$

$$T_d = 0,4 \cdot \tau = 0,14 \text{ min}$$

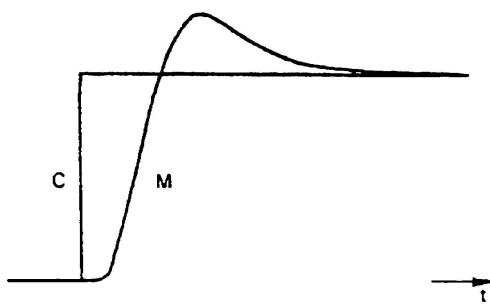


Fig.6.6 – Resposta de um Processo Instável para uma variação em SP

6.3) MÉTODO DE ZIEGLER E NICHOLS EM MALHA FECHADA

Este método baseia-se na observação da resposta do processo e do conhecimento da estrutura do controlador. É um dos métodos que permite o cálculo das ações de controle sem a necessidade dos parâmetros do processo.

Este método é indicado para processos estáveis e instáveis, mas não se adapta muito bem em malhas rápidas (vazão por exemplo) e nos processos com tempo morto alto. O método consiste em colocar a malha de controle em oscilação. O período das oscilações e ganho crítico do controlador GCR que ocasiona oscilações, permitem os cálculos das ações a serem fixadas no controlador. O cálculo depende da estrutura do controlador utilizado e do modo de regulação escolhido (P, PI e PID).

O critério de performance escolhido por Ziegler e Nichols foi o de resposta de amortecimento de 1/4. (fig. 6.7)

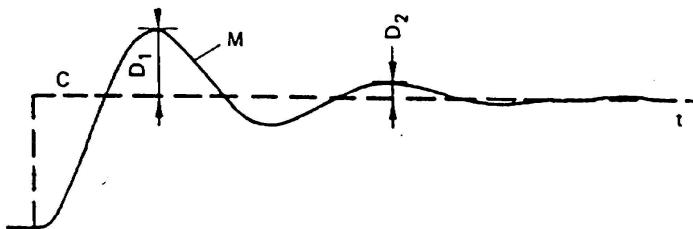


Fig.6.7 – Resposta com amortecimento de 1/4

6.3.1) Procedimento

a) Determinação de GCR e T

Com o controlador em manual, estabilizar o processo em torno do ponto de funcionamento.

- Fixar o controlador $T_d = 0$ e $T_i = \text{máximo}$, ou seja, controlador proporcional puro.
- Fixar ganho proporcional $K_p = 1$ ou $BP = 100\%$
- Colocar set-point igual ao valor da variável do processo (PV) e passar o controlador para automático.
- Efetuar um degrau no set-point ΔSP de duração limitada. O valor de ΔSP deverá ser escolhido do modo que a amplitude de oscilação não exceda a 10%. Durante o teste é importante que a saída do controlador não sature.
- Observar o sinal da variável do processo (PV) ou da variável manipulada (mV) na carta de um registrador.

Se a variação de PV estiver amortecida, como na figura 6.8, aumentar o ganho proporcional K_p (diminuir $BP\%$) e refazer a excitação.



Fig. 6.8 – Resposta Amortecida

Se a oscilação de PV for divergente, como na figura 6.9, diminuir o ganho proporcional (aumentar BP%).

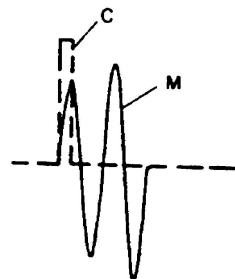


Fig. 6.9 – Resposta Divergente

O teste termina quando se obtém uma oscilação contínua da variável do processo como mostrado na figura 6.10

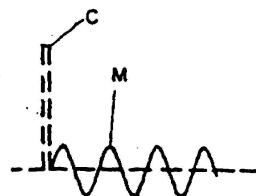


Fig. 6.10 – Resposta Oscilatória

- Anotar o ganho do controlador que ocasionou a oscilação continua (GCR)
- Diminuir o ganho proporcional para estabilizar a variável controlada (PV) .
- Medir o período T; figura 6.11
-

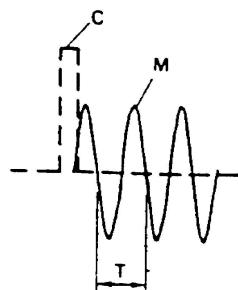


Fig 6.11 – Resposta Oscilatória

b) Cálculo das ações do controlador

Obtido os parâmetros T e G_{CR} , usar a tabela 9.3 para calcular as ações a serem fixadas no controlador.

AÇÕES	P	PI Série	PI Paralelo	PID Série	PID Paralelo	PID Misto
	$\frac{G_{rc}}{2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{3,3}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$
G_r	$\frac{G_{rc}}{2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{3,3}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$
T_i	Maxi	$\frac{T}{1,2}$	$\frac{2.T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0,85.T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{2}$
T_d	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{T.G_{rc}}{13,3}$	$\frac{T}{8}$

Tabela 6.12 – Método de Ziegler e Nichols para Processos Estáveis e Instáveis

EXEMPLO:

A figura 6.13 mostra o sinal da válvula para um ganho crítico do controlador = 4 ($G_{CR} = 4$)

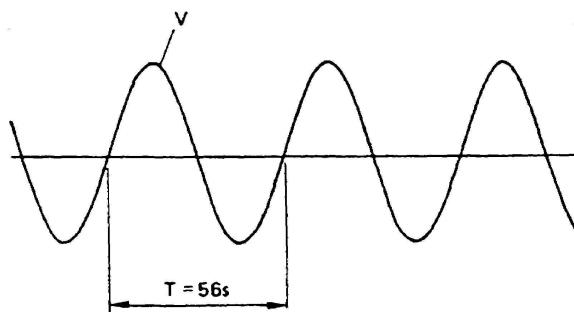


Fig. 6.13 – Resposta Oscilatória

Da figura 6.14 obtém-se $T = 56$ s

Se escolhermos um PID com estrutura série e fazendo uso da tabela 6.12, obtemos:

$$K_p = \frac{4}{3,3} = 1,2$$

$$T_i = 0,25 \cdot 56 = 14 \text{ s}$$

$$T_d = 0,25 \cdot 56 = 14 \text{ s}$$

Fixando os valores calculados no controlador e aplicando um degrau no SP, obtém-se como resultado a figura 6.14:

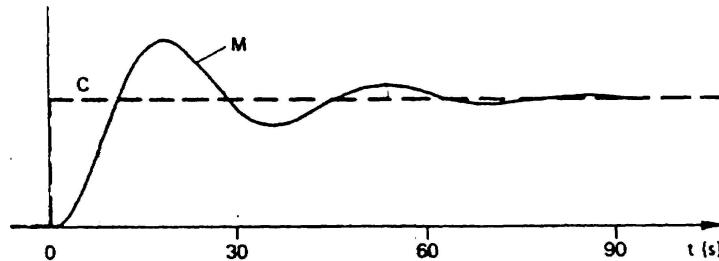


Fig 6.14 – Resposta do Processo para uma Variação no SP

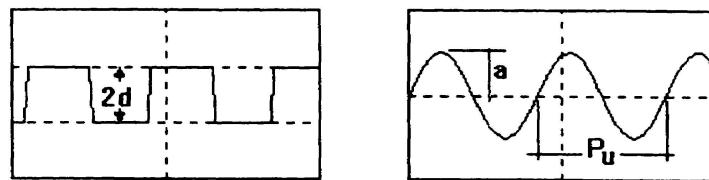
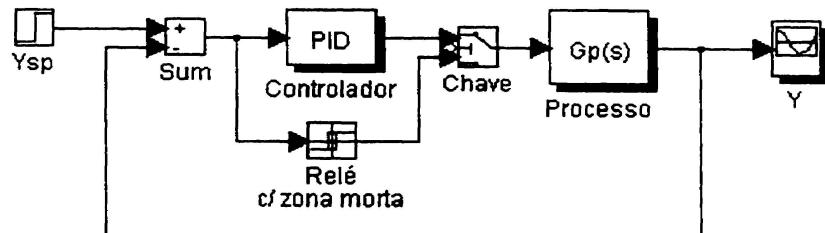
6.4) MÉTODOS DE AUTO-SINTONIA

Aström e Hägglund descrevem um método de sintonia automática (auto-sintonia) que é uma alternativa do método Ziegler-Nichols pela ciclagem contínua.

O método tem as seguintes características:

- 1) O sistema é excitado por um relé que causa oscilações no sistema com pequena amplitude. A amplitude pode ser restrita pelo ajuste da amplitude da entrada.
- 2) Normalmente um experimento em malha fechada é suficiente para encontrar o modelo dinâmico, eo experimento não requer alguma informação prévia do modelo.

O auto-sintonizador usa um relé com uma zona morta que gera a oscilação do processo:



O último ganho (K_{cu}) é calculado por:

$$K_{cu} = \frac{4.d}{\pi.a}$$

Onde:

d = Amplitude do relé

a = Amplitude da oscilação do processo

O último período (P_u) é encontrado medindo o período de oscilação do processo.

A partir de K_{cu} e P_u obtém-se os parâmetros do controlador utilizando o critério de Ziegler-Nichols.

EXERCÍCIOS PROPOSTOS

- 1) Qual é a diferença entre Variável do Processo (VP) e Variável Manipulada (MV)?
- 2) Como pode ser classificado um controle em relação a sua ação?
- 3) Conceitue:
 - a) Controle Manual
 - b) Controle Automático
 - c) Controle Auto-operado
- 4) Quais as características inerentes de cada processo, que determinam atrasos na transferência de energia e consequentemente dificulta a ação de controle? Defina-as
- 5) Como podemos caracterizar um processo como instável ou estável?
- 6) Quais são os modos de acionamento existentes?
- 7) Quais são as características básicas de um controle ON-OFF?
- 8) O que é Faixa Proporcional?
- 9) Quais são as características básicas de um controle proporcional?
- 10) Quais são as características básicas de um controle integral?
- 11) Quais são as características básicas de um controle derivativo?
- 12) Um controlador integral é usado para controle de nível, estando o valor desejado ajustado para 12 metros e sendo a faixa de medição de 10 a 15 metros. A saída do controlador é inicialmente 22%, sua ação é direta e está ajustada com $K_i = 0,15 \text{ rpm}$. Qual é a saída do controlador após 2 segundos, se o nível sofre um desvio em degrau e passa para 13,5 metros?
- 13) Numa bancada de teste (malha aberta), um controlador PI, ação direta, se encontra com $VP = SV$ e saída estável em 8,00 mA. A sua faixa proporcional está ajustada em 100% e o ganho integral em 3 rpm. Em um instante qualquer foi introduzido um desvio em degrau de 10%, fazendo-se $VP > SV$. Ao final de 15 segundos, o desvio foi anulado voltando-se a ter $VP=SP$. Qual seria a saída do controlador 3 minutos após ter sido introduzido o erro?
- 14) Um transmissor envia um sinal de 11,20 mA para um controlador proporcional cujo valor setado está ajustado para 12,00 mA. O controlador envia então um sinal de 6,80 mA para o posicionador. Nestas condições e supondo que inicialmente $S_0 = 12 \text{ mA}$, em qual faixa proporcional o controlador está ajustado?

-
- 15) Num controlador proporcional estando a variável do processo igual ao valor desejado, o que acontece com a saída se alterarmos o ganho de 1 para 2?
 - 16) Qual é a saída do controlador PI quando $VP=SV$?
 - 17) Um controlador PI de ação direta estava em condições abaixo quando foi introduzido um desvio e VP passou a ser 40%. Qual será a nova saída 10 segundos após ter sido introduzido o desvio?
Condições Iniciais:
 $VP = 30\% ; SP = SV = 30\% ; FP = 50\% ; Ki = 3 \text{ rpm} \text{ e } So = 0,4 \text{ Kgf/cm}^2$
 - 18) A saída de um controlador PI está equilibrada e estável numa bancada de teste. Introduzindo-se um desvio de 10%, 15 segundos após, a saída atinge 17,6 mA. Introduzindo-se o mesmo desvio em sentido contrário, a saída atinge 6,4 mA no final do mesmo tempo. Considerando que a faixa proporcional ajustada é igual a 50%, qual é o ganho integral utilizado no teste?
 - 19) O que é um controle tipo Feedback?
 - 20) Quais são os critérios de performance e comportamento das ações PID em malha fechada? Defina-os.
 - 21) O que é um controle em cascata?
 - 22) O que é um controle Feed Foward?
 - 23) O que é um controle Split Range?
 - 24) Quais são os métodos de sintonia de malhas mais utilizados? Defina-os.