

**FUNDAMENTOS DE  
INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE**

**eng. Paulo Vicente Correa**

**rev. julho/2002**

## INDICE

1. Conceitos .....	4
Controladores Lógicos Programáveis PLC .....	8
PLC no Controle e Processos .....	8
Sistemas SCADA .....	8
2. Pressão .....	12
Unidades de Medida de Pressão .....	15
Manômetros .....	17
Pressostatos .....	21
Transmissores de Pressão .....	23
Instalação de Transmissores .....	25
3. Temperatura .....	29
Termômetros .....	30
Termopares .....	31
Termo-Resistências .....	37
4. Nível .....	38
5. Vazão .....	41
Placas de Orifício .....	44
Tubo de Venturi .....	52
Cone em V .....	53
Medidores Magnéticos .....	54
Medidores Vórtex .....	56
Medidores de Turbina .....	57
Medidores Mássico ou Coriolis .....	58
Medidores de Rodas Ovais .....	59
6. Válvulas de Controle .....	60
Dimensionamento de Válvulas de Controle .....	63
7. Simbologia .....	66
8. Controle .....	69
Controle Tudo-ou-Nada (On-Off) .....	69
Controlador Proporcional (P) .....	71
Controlador Integral (PI) .....	75
Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID) .....	78
Estrutura de Controladores .....	80
9. Estratégias de Controle .....	85
Controle em Feed-back .....	86
Controle em Cascata .....	87
Razão ou Proporção .....	88
Limites Cruzados .....	89
Feed-Forward .....	93
Controle em Split-Range (faixa dividida) .....	96
Controle Preferencial .....	97
10. Sintonia de Controladores .....	98
Processos estáveis e instáveis - Identificação .....	98
Determinação da ordem de grandeza dos Parâmetros .....	99
Escolha da estrutura do controlador .....	102
Métodos de Sintonia de Controladores .....	103
Método da identificação do processo através da resposta a um degrau .....	104
Método de Ziegler e Nichols .....	108
Um Método de Identificação .....	110
Processo Estável .....	110
Processo Instável .....	111
O Programa .....	111
11. Simulação de Processos .....	113
O Modelo .....	114
O Programa .....	116
O Interpretador de Equações .....	117

O Controlador .....	119
O Processo .....	121
O Bloco de Cálculo .....	123
O Registrador .....	124
Os Textos Animados .....	124
O Ruído .....	124
O Registrador X-Y .....	124
Exercícios .....	125
Exercício 2 .....	125
Exercício 3 .....	127
Exercício 4 .....	129
Exercício 5 .....	130
Exercício 6 .....	131
Exercício 7 .....	133
Exercício 8 .....	134
Importando Um Processo Real .....	135
Exercício 9 .....	136
Exercício 10 .....	138
Exercício 11 .....	141
Exercício 12 .....	145
12. Metrologia .....	146
Sistema Internacional .....	146
Nomenclatura Oficial .....	148
A Rastreabilidade Metrológica .....	153
A Incerteza da Medição .....	154
Incerteza tipo A .....	154
Incertezas tipo B .....	156
Incerteza Combinada .....	159
Incerteza Expandida .....	159
Expressão da Incerteza da Medição .....	160
13. Uso de Instrumentos Elétricos em Áreas Perigosas .....	161
Classificação de Área .....	161
Prova de Explosão .....	161
Segurança Intrínseca .....	162
Bibliografia .....	163

## 1. Conceitos

Instrumentação é o ramo da engenharia que trata do projeto, fabricação, especificação, montagem, operação e manutenção dos instrumentos para medição e controle das variáveis de processo industrial.

Um processo é, em geral, uma instalação ou um local onde são introduzidos material, energia e insumos, que são processados para se obter um produto final de qualidade, além de resíduos e efluentes a serem descartados, tratados ou reciclados por outro processo. Interessa-nos especialmente o processo contínuo, ou seja, onde essas coisas acontecem continuamente.

As informações do processo precisam ser adquiridas e transmitidas até um local confortável, normalmente uma sala de controle, onde o elemento humano possa tomar as decisões e interferir no processo para atingir o seu objetivo, além de consultar dados históricos e executar quaisquer ações sobre o sistema.

ali trabalham ou vivem na comunidade onde o processo está inserido.

As principais funções da instrumentação estão relacionadas com a qualidade e quantidade de produtos, fabricados com segurança e sem subprodutos nocivos. O controle automático possibilita a existência de processos extremamente complexos, impossíveis de existirem apenas com controles manuais.

Quanto melhor a qualidade do produto desejado, menores devem ser as tolerâncias de suas propriedades. Quanto menor a tolerância, maior a necessidade de instrumentos para medição e controle automático.

As quantidades das matérias primas, utilidades e produtos finais devem ser medidas e controladas para fins de qualidade, balanço de custo e do rendimento do processo. Os instrumentos devem fazer a indicação, registro, e controle de modo contínuo e repetitivo.

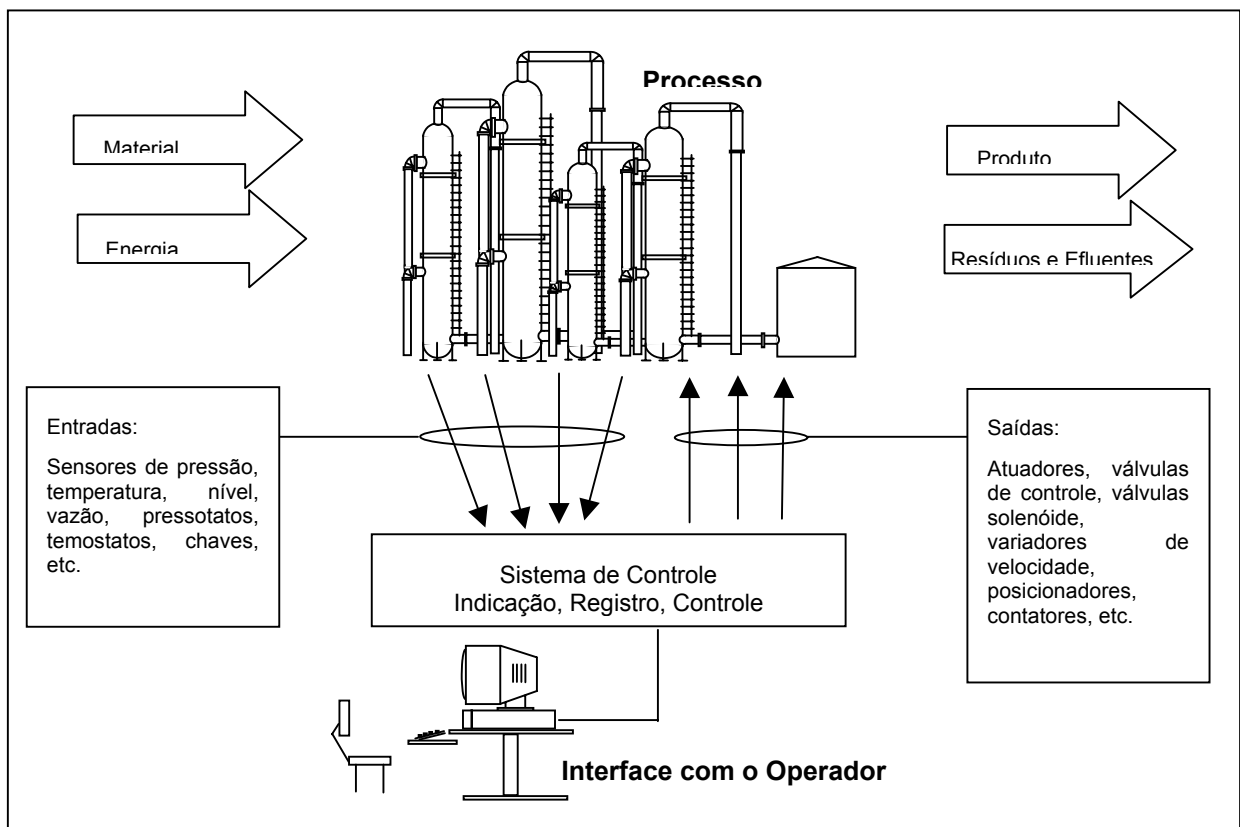


figura 1.1

A qualidade do produto inclui, não só as suas características intrínsecas para consumo, mas também outros aspectos, como custo, quantidade, prazos de entrega, segurança do homem e do equipamento, preservação do meio ambiente e qualidade de vida das pessoas que

O Controle automático economiza energia, pois elimina o superaquecimento de fornos, fornalhas, secadores, e permite operar equipamentos com o mínimo de desperdício.

Os instrumentos garantem efluentes limpos e inofensivos.

Os instrumentos protegem equipamentos e vidas.

Medir é um conceito muito amplo. Todas as ações de máquinas ou dos homens com objetivo de obter um produto final adequado à qualidade desejada, partem da medição.

Medimos para conhecer variáveis, e a partir desse conhecimento executamos ou não ações corretivas. Em geral, medimos variáveis no nosso processo para **Indicar, Controlar ou Registrar**.

As funções mais importantes dos instrumentos são: O sensor, a transmissão, a conversão, a indicação, o registro, o controle, o alarme, a computação analógica e a atuação manual.

A grande maioria da instrumentação se concentra em quatro variáveis: Pressão, Temperatura, Nível e Vazão. Uma pequena parte se preocupa com outras variáveis, especialmente as analíticas (PH, umidade, condutividade, densidade, posição, movimento, análise, etc.).

Em geral, não é possível conhecer a variável a ser medida, que não através de algum fenômeno físico ou químico associado. Daí o conceito de Sensores, transdutores e transmissores.

Sensores são elementos básicos de interface entre o processo e a medição, também chamados de elementos primários.

Transdutores e Transmissores são conceitos semelhantes. Transdutores são elementos capazes de transformar uma determinada variável em outra, de outra natureza. Os transmissores são casos especiais de transdutores cuja natureza e forma do sinal gerado é padronizada.

Quanto à função dos instrumentos podemos classificá-los como:

**Indicadores**, são instrumentos que sentem a variável do processo apresentam seu valor instantâneo. Um manômetro é um indicador local. Temos indicadores de painel, analógicos ou digitais.

**Registradores** são instrumentos que sentem uma ou várias variáveis de processo e armazenam seus valores em papel ou em memória mecânica ou eletrônica, ao longo do tempo. Os totalizadores são considerados registradores.

**Transmissores** que sentem as variáveis de processo através de elementos primários e enviam sinais padronizados para outros instrumentos como controladores e registradores.

**Computadores analógicos**, que executam funções de cálculo com as variáveis, tais como extratores de raiz quadrada, linearizadores, integradores, etc.

**Elementos finais de controle**, que manipulam variáveis, tais como válvulas de controle, válvulas solenóide, variadores de velocidade, etc.

**Controladores** são instrumentos que, baseados num set-point (valor desejado), enviam sinais a elementos finais de controle com objetivo de fazer com que a variável se iguale ou aproxime dele. Não necessariamente de forma automática: estações manuais são também controladores.

**Comparadores** são um grupo de instrumentos que emitem sinais digitais (tudo ou nada) quando suas variáveis medidas estiverem acima ou abaixo de valores pré-determinados. Como exemplo, os pressostatos, as chaves de nível, as chaves de fluxo e os termostatos.

Os sinais elétricos enviados pelos elementos de campo obedecem uma determinada padronização, que tem as suas vantagens.

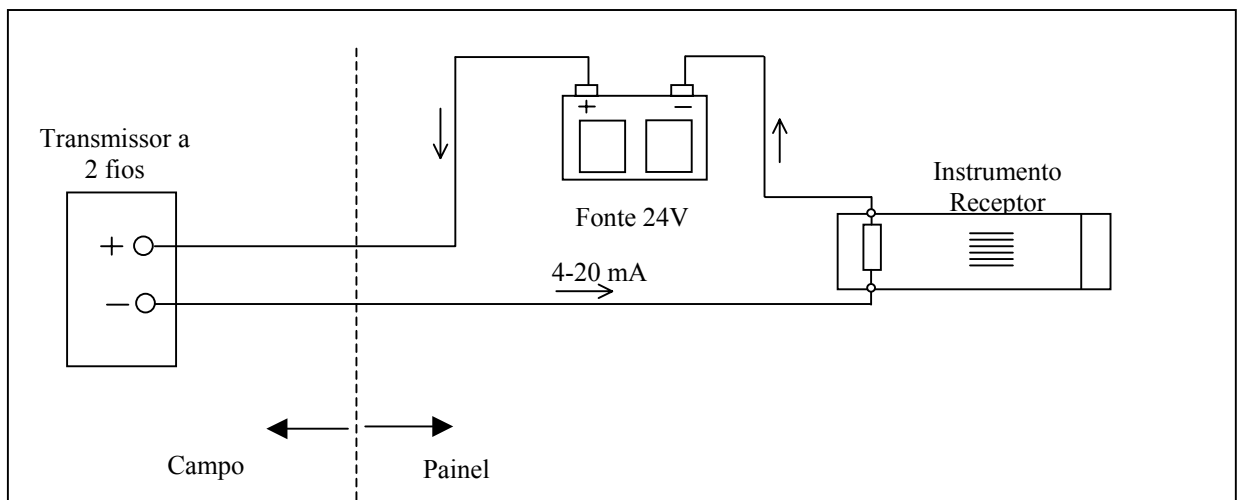


Fig. 1.2

Os sinais analógicos (pressão, vazão, nível, etc.) são transmitidos do campo sob a forma de corrente. O padrão dos sinais de corrente é 4-20 mA, isto é, quando a variável está no seu limite inferior, a corrente vale 4 mA, e quando está no seu limite superior, 20 mA.

O uso da corrente ao invés da tensão proporciona maior imunidade a ruídos.

O valor inferior não é zero por alguns motivos:

- A informação de zero de sinal não pode ser confundida com a condição de condutores partidos ou ausência de energia elétrica no transmissor.
- Os transmissores a 2 fios necessitam de uma corrente mínima para alimentá-los, mesmo com a variável igual a zero.

Transmissores a 2 fios utilizam os mesmos condutores que os alimentam para enviar o sinal ao painel ou sistema de controle. Ou seja, são instrumentos elétricos que se comportam como carga: consomem corrente que varia de 4 a 20 mA, em função do valor da variável medida.

Os transmissores a 4 fios recebem alimentação externa (por exemplo, 110 Volts) e enviam o sinal da variável através de outro par de fios.

Os transmissores que necessitam de grande potência elétrica para funcionar são sempre a 4 fios. Como por exemplo, os transmissores de vazão magnéticos e os transmissores de PH e condutividade.

Os sinais enviados pelos transmissores não tem seu valor alterado quando há variação de tensão de alimentação dentro de limites pré-definidos. Em geral, os transmissores a 2 fios são alimentados com tensão que pode variar de 12 a 36 Volts. Da tensão da fonte, deve ser descontada a queda de tensão nos cabos e na impedância de entrada do receptor.

Atualmente estão em desuso os instrumentos chamados “de painel” ou discretos. Para executar as funções dos instrumentos citadas

são utilizados equipamentos eletrônicos de processamento de dados como Controladores Programáveis e computadores de processo, onde as funções são implementadas como programas (software) e não fisicamente.

Também a comunicação entre os instrumentos e o sistema de controle está evoluindo da forma analógica para a forma de comunicação digital, utilizando um protocolo (rede de campo) serial, que permite a sua conexão em rede, economizando cabos elétricos.

Mas o protocolo de comunicação ainda mais usado ainda é o analógico (em corrente 4-20 mA, mV, etc.), pois é um sistema padronizado que torna compatíveis instrumentos e equipamentos de diversos fabricantes.

A comunicação digital (redes de campo) ainda está se iniciando e esbarrando exatamente no problema da padronização. Vários fabricantes tem seu próprio sistema, o que torna difícil interligar equipamentos de diversos fabricantes sem gastar tempo e dinheiro na integração e compatibilização, ou seja fazê-los conversar entre si.

Uma solução intermediária ainda é a mais usada: Uma unidade remota de aquisição de dados é instalada no campo, próximo aos grupos de instrumentos, recebem seus sinais analógicos convencionais e transmitem ao sistema de controle longínquo através de um único par de fios ou fibra ótica em protocolo serial.

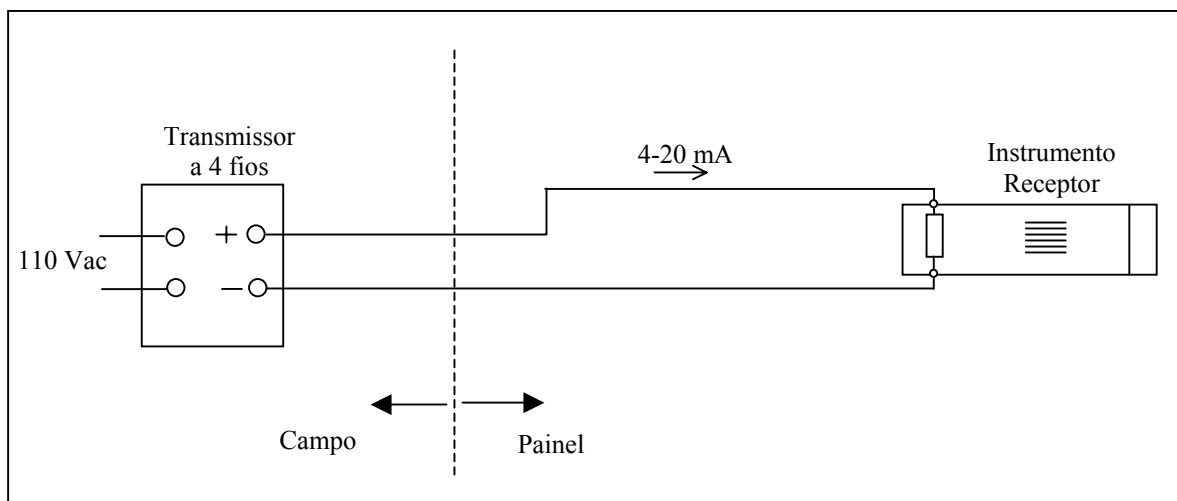


Fig. 1.3

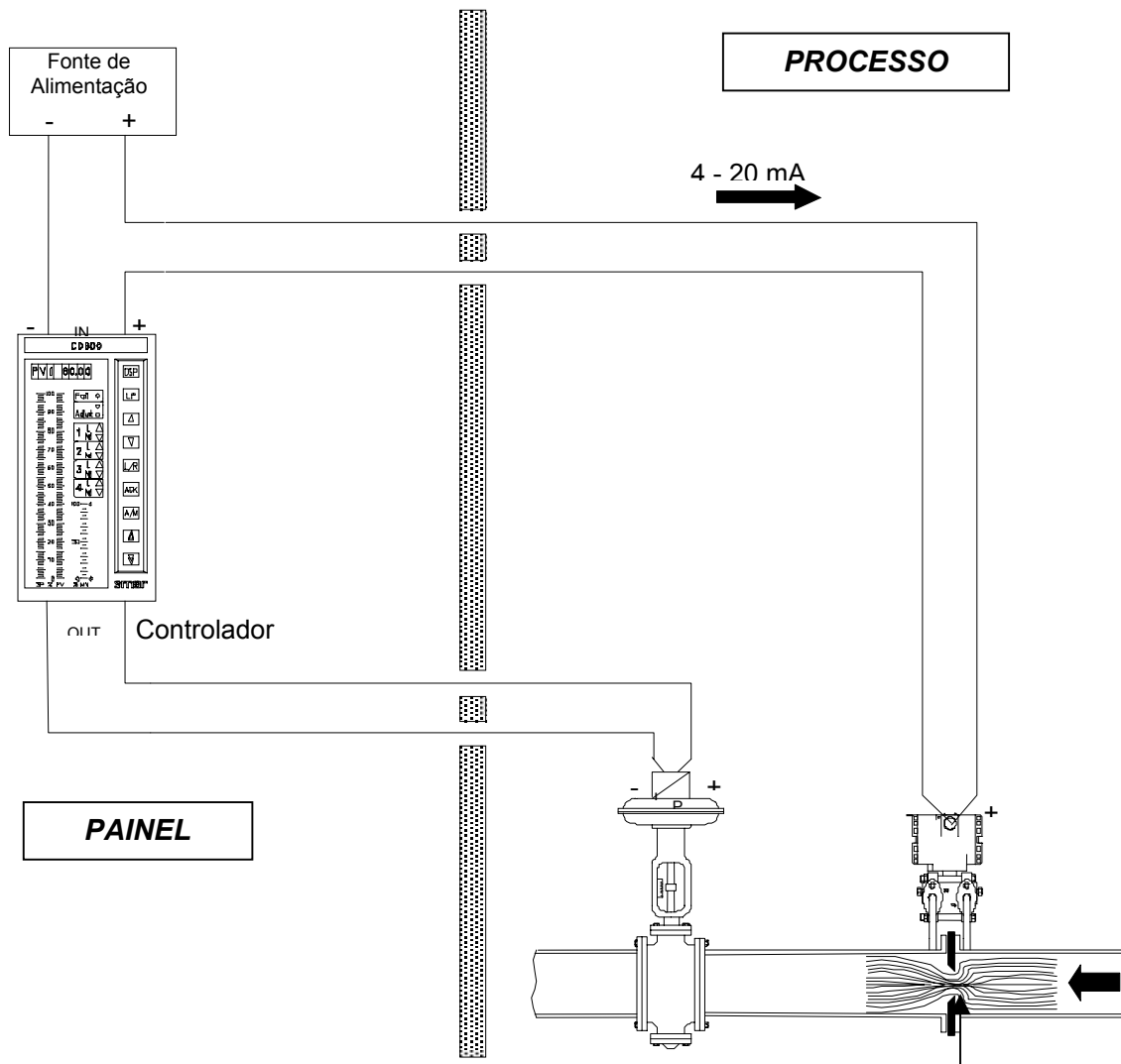


Figura 1.4 – Interliacação de Instrumentos

## Controladores Lógicos Programáveis PLC

Um dos equipamentos mais difundidos hoje para realizar as tarefas relacionadas com o controle automático são os PLC (Controladores Lógicos Programáveis)

Os PLC são microcomputadores de propósitos específicos dedicados inicialmente para o controle de sistemas com entradas e saídas binárias (de dois estados apenas: ligado - desligado, alto - baixo, etc.); porém, hoje, devido a seu sucesso em todas as indústrias, têm adquirido muita mais força para tratar de outras funções com alta confiabilidade, como é o caso de tratamento de sinais analógicas, controle contínuo multi-variáveis, controle de posição de alta precisão, etc.

O caráter modular dos PLC permite adequar o controlador para qualquer aplicação, já que o projetista especifica só o número de módulos e acessórios que precisa de acordo com o número de entradas e saídas, e funções específicas, que requer o processo a ser controlado, tendo que pagar o preço justo para cada aplicação.

Outra característica importante dos PLC consiste na flexibilidade dada pela programação, que permite ser aplicado em qualquer tipo de processo e mudar rapidamente as funções através do programa, sem mexer na instalação.

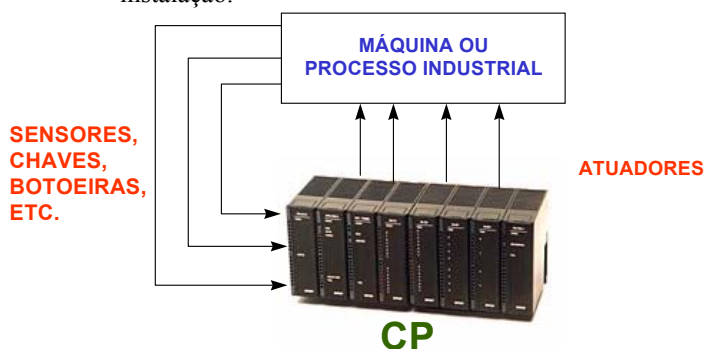


figura 1.5

### PLC no Controle e Processos

As linguagens de programação desenvolvidas para os PLC são fundamentalmente representadas de três formas: redes de contatos (similar aos esquemas elétricos de reles e contadores), blocos funcionais (similares aos esquemas de circuitos digitais: AND, OR, XOR, etc.) e em lista de instruções mnemônicas (similares aos programas escritos em assembler); sendo assim foram bem aceitos por

técnicos em manutenção não envolvidos nem treinados com técnicas de programação avançada de computadores.

Cabe destacar a vantagem que introduzem os PLCs com a redução do tamanho dos armários de controle e a diminuição de falhas, permitindo mudar os sistemas de controle a reles e contadores com um menor custo de instalação e manutenção.

O uso de Sistemas de Controle Distribuído com Supervisão Digital Centralizada (SCADA), hoje constitui a técnica mais atraente para a maioria dos sistemas de controle industrial.

### Sistemas SCADA

Os sistemas do tipo SCADA possuem vários níveis para o tratamento da informação do processo, cujo número e complexidade da estrutura depende da aplicação e grau de automação desejada para cada caso.

A estrutura dos Sistemas SCADA é concebida em forma piramidal, como se mostra na figura 1.6.

No Primeiro nível (mais próximo do processo) aparecem os dispositivos de campo (transmissores, válvulas automáticas, etc.). Eles tem a missão de elaborar os sinais representativos das medições de diversas variáveis do processo, para ser enviadas a distância, ou atuam sobre os mecanismos e equipamentos do processo, segundo os sinais de controle recebidos.

Os PLCs ou controladores digitais, situados no segundo nível de automação, são encarregados de efetuar o controle das variáveis do processo e trocar informações, através de redes de comunicação, entre eles e com o computador.

O computador monitora o comportamento do sistema usando um software de supervisão e controle, dedicado a atualizar em tempo real as informações na tela, emitir relatórios periódicos para a operação, modificar parâmetros dos controladores, avisar da existência de falhas e recomendar o que fazer. Desta maneira, o computador realiza a função de supervisor – assessor.



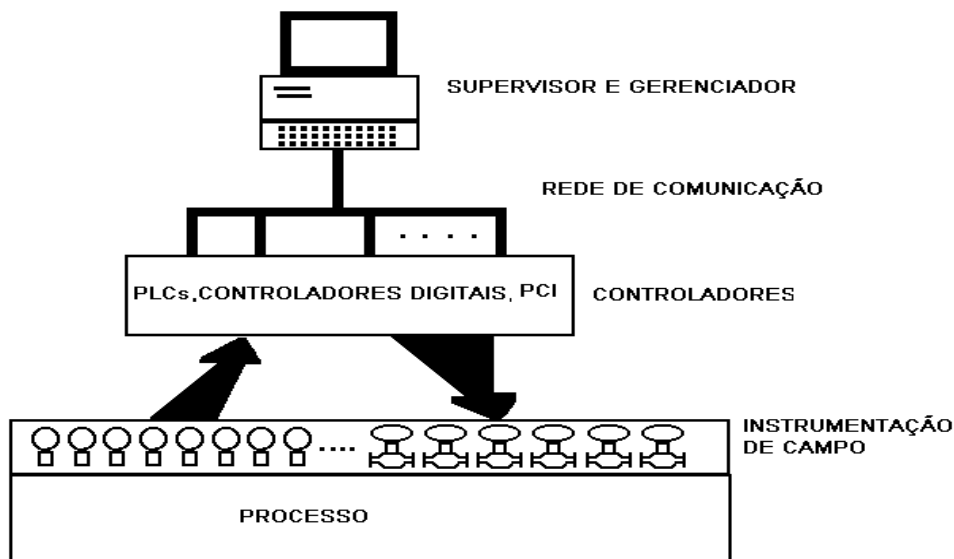


fig. 1.6 SISTEMA DE CONTROLE DISTRIBUIDO TIPO SCADA

Em indústrias de grande porte precisa-se de níveis superiores para o gerenciamento total do processo, onde se enlaçam através de redes de alta velocidade de comunicação os supervisores das diferentes áreas do processo (exemplo: caldeiras, compressores, geradores, etc.), levando as Informações vitais até os diversos setores de gestão, enlaçando-se com as áreas de projetos, compras, vendas, etc; no novo conceito de *Sistemas de Gestão Empresarial Integrados*.

Na atualidade está sendo muito aplicado o conceito de fieldbus, que consiste na utilização de dispositivos inteligentes enlaçados através de um meio físico (fios, fibra ótica ou rádio comunicação) que conduzem a informação digitalizada formando uma verdadeira rede de campo.

A utilização da tecnologia Fieldbus permite diminuir os custos de fiação, instalação e manutenção.

Existem duas variantes de sistemas na implantação de redes de campo, que podem ser distinguidas como: comunicação entre unidades remotas e de comunicação direta entre dispositivos.

Na figura 1.7 aparecem representadas as diferenças entre a fiação paralela tradicional (4 a 20 mA), onde precisa de um par de fios para unir cada dispositivo de campo com o controlador (a), e a comunicação através de uma

rede de campo com comunicação direta entre dispositivos (b).

Observe que, no caso da tecnologia tradicional, é preciso a utilização de um par de fios para ligar cada dispositivo de campo (válvulas, conversores, transmissor, etc) com o painel de controle; sendo o painel de controle centralizado, instalado normalmente próximo da sala de controle, pode-se encontrar a algumas centenas de metros de muitos dispositivos de campo, o que implica em um emaranhado sistema de galerias, bandejas, eletrocalhas e eletrodutos para acomodar a fiação.

No caso da tecnologia de comunicação direta com os dispositivos podemos encontrar vários dispositivos (transmissores, conversores, válvulas de controle proporcional, inversores de frequência, etc) ligados através de um único par de fios trançado, se comunicando, através de um protocolo de comunicação digital preparado para esta finalidade, entre eles e com a CPU do PLC. Neste último caso, encontramos cartões de comunicação no rack do PLC, no lugar de cartões de entradas e saídas analógicas. Os sinais digitais podem ser ligados através de cartões de entrada e saída digital instalados no rack do PLC, em unidades remotas de comunicação de I/O (entradas e saídas) ou em PLCs instalados em outros painéis próximos dos equipamentos de campo.

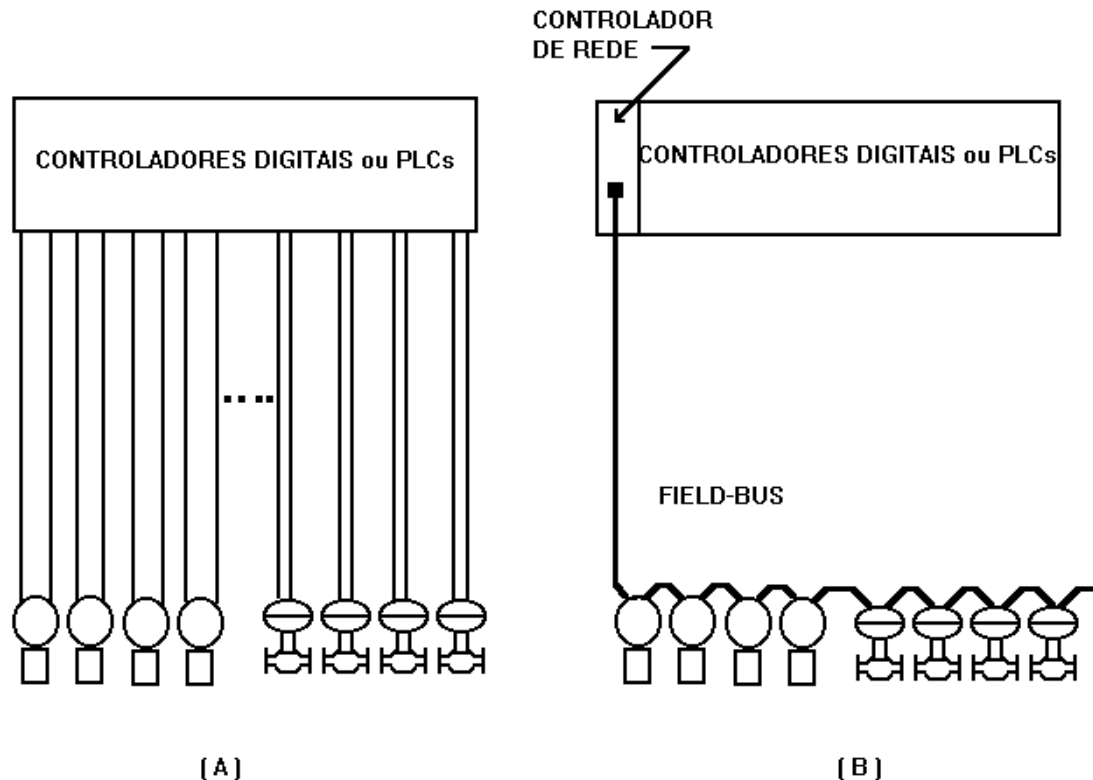


fig. 1.7 – Field-bus e tradicional

Existem vários protocolos de comunicação utilizados em aplicações deste tipo. Os mais utilizados são: FIELDBUS FOUNDATION e o PROFIBUS. Cada um deles com as suas particularidades.

Essas particularidades, aliadas à dificuldade de padronização tem levado muitos usuários a não optarem por redes de campo.

O número de dispositivos que pode ser ligado a cada rede ( dada por um par de fios) fica limitado pela distância física, velocidade de transmissão e número de blocos de programas necessários, que determinam a frequência de refreshamento dos dados na rede.

Esse número, normalmente, é inferior a 30 dispositivos analógicos. Varias redes podem ser ligadas a cada rack de PLC. Alguns cartões possuem mais de um canal de comunicação.

Distâncias de, até 2.000 m podem ser alcançadas por estas redes sem dificuldades.

Uma técnica mais utilizada atualmente nos sistemas de controle é baseada na utilização de estações remotas de comunicação para entradas e saídas, analógicas e digitais.

Utilizam-se várias unidades remotas de comunicação serial, muitas vezes conhecidas como cabeças de remotas, acopladas com

alguns módulos de entradas e saídas, instaladas em painéis próximos aos dispositivos de campo.

Em muitos casos, as cabeças de remotas, a pesar de inteligentes, apenas processam e controlam a comunicação de dados; ficando o processamento dos mesmos a cargo da CPU do PLC.

Várias estações de comunicação remota podem ser ligadas através de um mesmo par de cabos, trocando continuamente dados com a CPU do PLC. Na figura 1.8 se mostra a arquitetura típica deste tipo de sistema.

Muitas CPUs de PLC suportam a instalação de vários cartões de comunicação no rack, de tal forma que é possível distribuir todas as entradas e saídas no campo. Outros cartões de entrada e/ou saída podem ser instalados no rack principal, se for necessário.

O número de estações de entradas e saídas ( I/O) remotas que podem ser ligadas em cada trecho de rede, a velocidade de comunicação digital e as distâncias máximas para comunicação depende das particularidades do modelo dos cartões utilizados para comunicação, I/O, rack e CPU; tanto quanto da capacidade dos cartões de I/O utilizados.

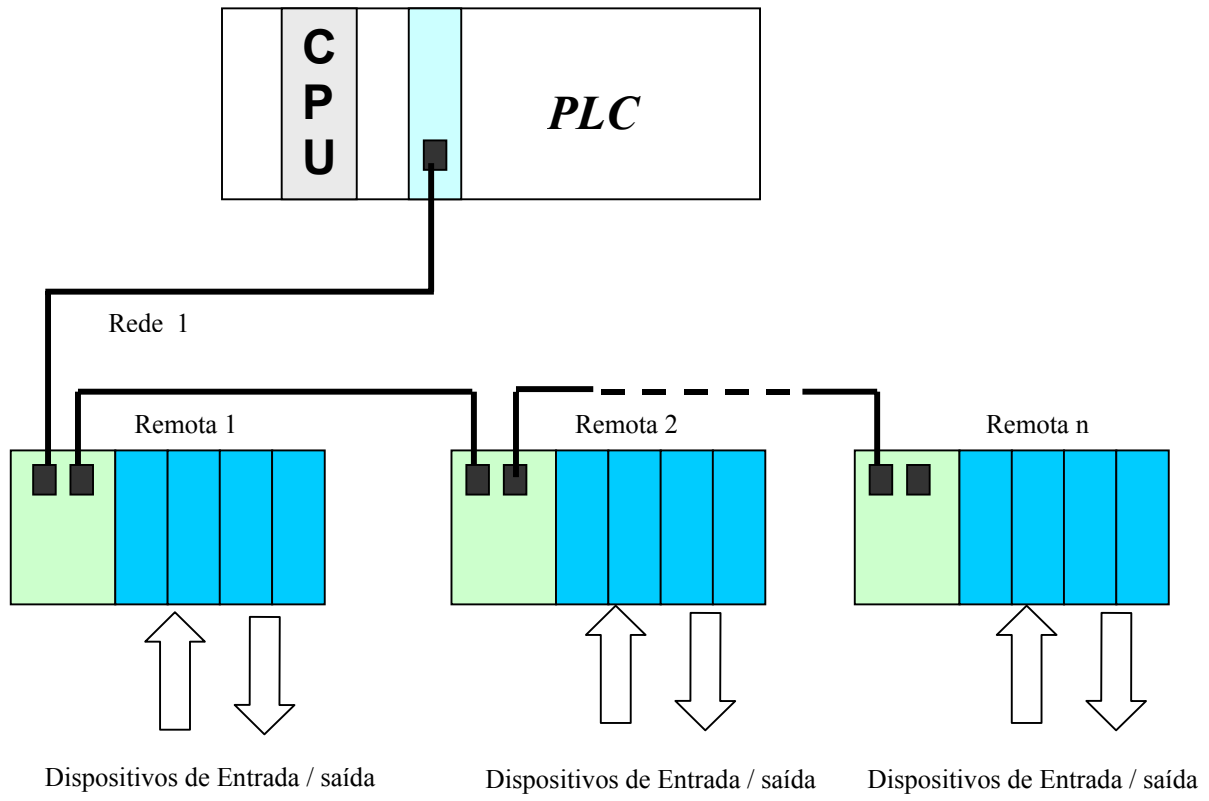


Figura1.8 – Interligação em rede

## 2. Pressão

A pressão é resultado da energia potencial aplicada em, ou contida por um fluido. É a medida da força por unidade de área exercida sobre a superfície em contato com o fluido.

A pressão  $P$  de uma força  $F$  distribuída sobre uma área  $A$  é definida como:

$$P = \frac{F}{A}$$

A unidade elementar de pressão oficialmente aceita pelo Sistema Internacional é o Newton por metro quadrado ( $N/m^2$ ), denominada Pascal (Pa).

Por exemplo, uma pessoa de massa 80 kg, apoiada sobre uma superfície de 1 metro quadrado fará com que essa superfície provoque uma pressão, se a força estiver igualmente distribuída sobre a área, de:

$$P = \frac{mg}{A} = \frac{80\text{kg} \times 9,80665\text{m/s}^2}{1\text{m}^2} = 784,5\text{Pa}$$

Considerada a aceleração da gravidade de  $9,80665\text{ m/s}^2$ .

Precisamos medir a pressão para:

- Proteger o equipamento
- Proteger as pessoas
- medir outra variável por inferência (vazão, nível, etc.)
- Determinar a qualidade do produto (ar comprimido, vapor, etc.).

### Pressão Absoluta

Pressão medida a partir do vácuo ou zero absoluto.

Zero absoluto representa a total ausência de pressão ou total ausência de qualquer fluido confinado.

Como não há possibilidade de existir quantidade de fluido no meio inferior a zero, não existe portanto pressão absoluta negativa ou inferior a zero.

### Pressão Atmosférica

É a pressão exercida pela atmosfera da terra.

É o resultado do peso da coluna de gases que compõem a atmosfera do planeta, na qual estamos mergulhados, exercida em todas as direções.

A pressão atmosférica padrão vale 101.325 Pa absoluto. Essa é a pressão aproximada ao nível do mar. A pressão atmosférica é portanto uma medida de pressão absoluta.

O valor da pressão atmosférica diminui com o aumento da altitude.

Na famosa experiência de Torricelli, ele encheu totalmente um tubo com mercúrio e o embocou num recipiente cheio com mercúrio não permitindo que nenhuma quantidade de ar penetrasse pelo tubo na sua manobra.

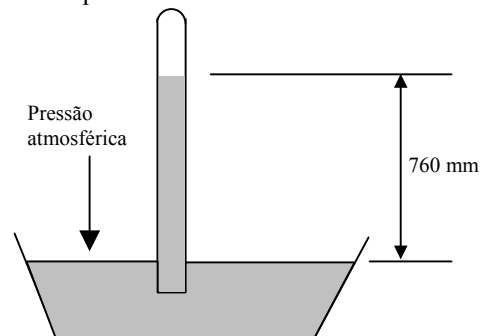


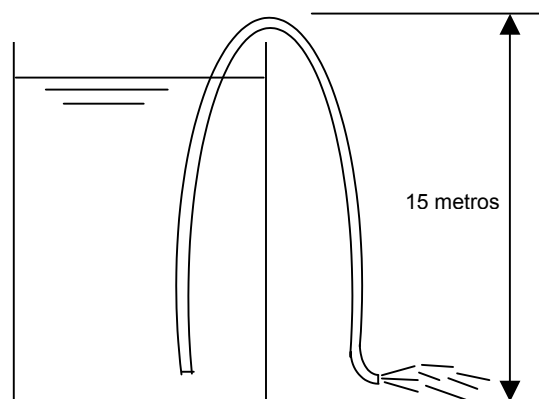
Fig. 2.1

Foi observado que o líquido desceu até uma altura de 760 mm. Na região vazia no topo do tubo foi formado um vácuo absoluto, já que nenhum ar penetrou pelo tubo.

O peso da coluna de mercúrio não desceu porque permaneceu sustentada pela pressão atmosférica exercida sobre a superfície do líquido no recipiente.

Ficou então definido que a pressão atmosférica é aquela necessária para sustentar o peso de uma coluna líquida de mercúrio à altura de 760 mm.

Se a medida do comprimento foi perfeita ou



Retirando água de um reservatório alto pelo método do "sifão". Será possível retirar toda a água do reservatório?

Fig. 2.2

não, a pressão atmosférica padrão passou a ter a medida de 760 mmHg e não depende da área ou formato do tubo ou do recipiente.

Se a experiência tivesse sido feita com água, a altura da coluna seria de  $760 \times 13,59508 = 10332$  mm, ou seja mais de dez metros. 13,59508 é a densidade do mercúrio em relação à água (a 4°C).

Se a experiência tivesse sido feita na Lua, por exemplo, todo o mercúrio do tubo desceria até o nível zero.

A pressão manométrica tomada ao ar livre é sempre zero. Portanto, em altitudes diferentes, um mesmo valor de pressão manométrica representará condições físicas diferentes.

### Pressão Diferencial

É a diferença de magnitude entre duas pressões quaisquer.

Conseqüentemente, a pressão absoluta pode ser considerada como uma pressão diferencial onde a pressão de referência é o vácuo absoluto. Da

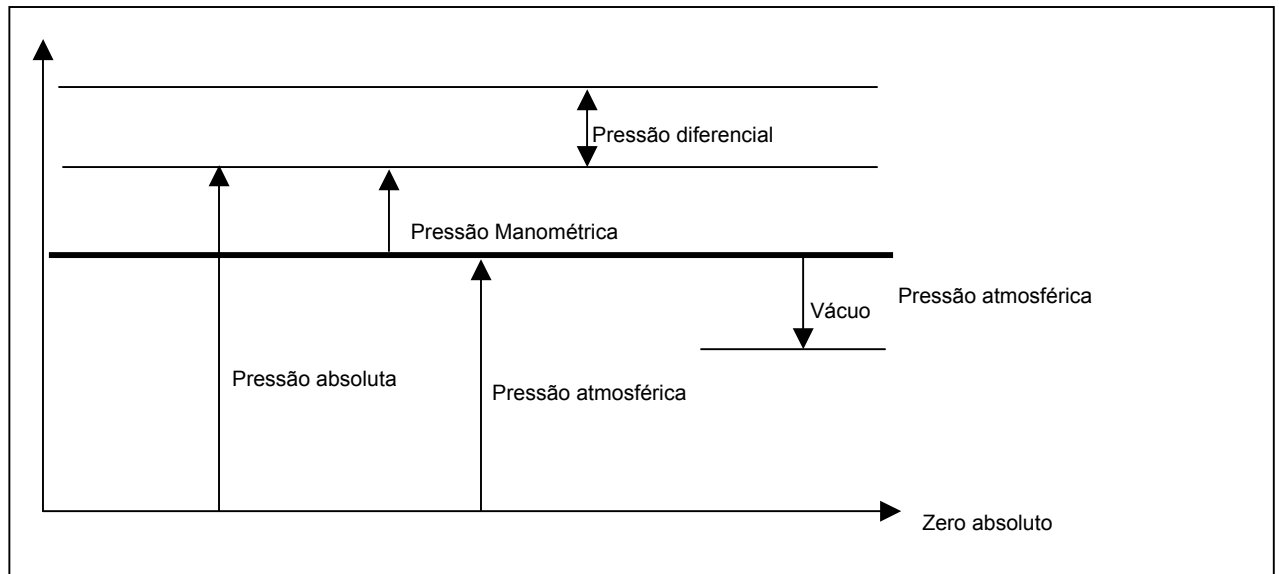


Fig. 2.3

Por esse motivo nenhuma bomba no planeta terra pode “puxar” água de um reservatório baixo, a uma altura superior a 10 metros da sua superfície: mesmo que a bomba promovesse um vácuo absoluto na tubulação, a água não subiria mais que cerca de 10 metros. Nesses casos devemos usar bombas submersas ou no mesmo nível da água.

### Pressão Barométrica

É a pressão atmosférica medida num determinado local de interesse. O barômetro é um instrumento de medir a pressão atmosférica local. A pressão barométrica é também uma pressão absoluta.

O tubo da experiência de Torricelli é um barômetro.

### Pressão Manométrica

A parcela da pressão acima da pressão atmosférica. Representa a diferença positiva entre a pressão medida e a pressão atmosférica no local. Pode ser convertida em pressão absoluta, apenas somando o valor da pressão atmosférica local:

$$\text{manométrica} + \text{atmosférica} = \text{Absoluta}$$

mesma forma, a pressão manométrica pode ser considerada como uma pressão diferencial que toma a pressão atmosférica como referência.

### Pressão Hidrostática

A pressão abaixo da superfície de um líquido, resultante do peso da coluna do líquido que se encontra acima.

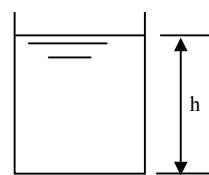


Fig. 2.4

A pressão hidrostática é particularmente útil na medição de nível.

Num reservatório qualquer (regular) cuja área da base vale  $S$ , cheio com um nível  $h$  de um líquido cuja massa específica é  $\rho$ , podemos afirmar que:

O volume do líquido é a área da base multiplicada pela altura:

$$V = Sh$$

A massa do líquido é o volume multiplicado pelo sua massa específica:

$$m = \rho Sh$$

O peso da massa do líquido corresponde ao produto da massa pela aceleração da gravidade:

$$P = \rho Shg$$

E a pressão resultante, chamada de hidrostática será esse peso dividido pela área :

$$P = \frac{\rho g Sh}{S}$$

Eliminando a área S, obtemos:

$$P = \rho gh$$

Ou seja, a pressão hidrostática não depende da área do reservatório, e sim somente da altura da coluna do líquido.

Intuitivamente podemos afirmar também que a pressão não depende da forma do reservatório: Dois reservatórios de formatos diferentes, quando interligados pela sua base mantêm o mesmo nível pelo princípio de vasos comunicantes (fig. 2.5).

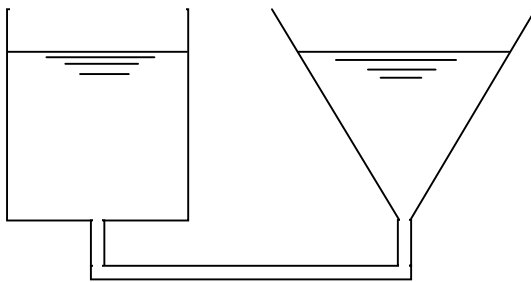


figura 2.5

É razoável supor que a pressão na base de ambos, ou em qualquer ponto de mesma altura seja a mesma. Caso não o fosse haveria escoamento do líquido de um para o outro e os níveis resultariam diferentes.

Utilizando a coerência do Sistema Internacional, se tomamos o comprimento em metros, a massa específica em  $\text{kg/m}^3$  e a aceleração da gravidade em  $\text{m/s}^2$ , obteremos a pressão hidrostática em  $\text{N/m}^2$  ou Pascal.

$$P = \rho gh = [\text{kg/m}^3] \times [\text{m/s}^2] \times [\text{m}] \Rightarrow \text{Pa}$$

### Pressão Estática

A força por unidade de área exercida perpendicularmente à parede de uma tubulação por um fluido que escoar na direção paralela à sua parede.

Corresponde à pressão, isenta de influências da velocidade, se nas mesmas condições o fluido estivesse em repouso, já que não há vetores de velocidade perpendiculares à parede.

Por esse motivo devemos tomar uma amostra do fluido com objetivo de medir-lhe a pressão, perpendicular à parede e rente à superfície (fig. 2.6).

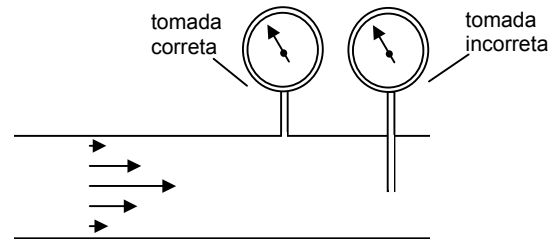


Fig. 2.6

A velocidade junto à parede, no seu limite, é nula, já que a parede não se move, e cresce com a aproximação do centro da tubulação.

### Vácuo

Pressão abaixo do valor da pressão atmosférica. A medida de vácuo é referenciada à pressão atmosférica e inferior a ela. Corresponderia a grosso modo, a uma pressão manométrica negativa.

Por exemplo, se a pressão atmosférica é de 100.000 Pa, uma pressão de 80.000 Pa corresponde a um vácuo de 20.000 Pa.

Não existe vácuo de magnitude superior à pressão atmosférica no local, já que não existe pressão absoluta negativa.

Se a pressão atmosférica local é de 720 mmHg, então o maior vácuo que pode ser obtido é de 720 mmHg

## Unidades de Medida de Pressão

### Pascal

É a unidade fundamental aceita internacionalmente como unidade oficial de pressão. Como já foi dito corresponde a  $1 \text{ N/m}^2$  (Newton por metro quadrado).

O Pascal é uma unidade muito pequena. É costume utilizar o KPa (quilopascal =  $1\,000 \text{ Pa}$ ) ou o MPa (megapascal =  $1\,000\,000 \text{ Pa}$ ).

### Bar

Um bar corresponde a  $100\,000 \text{ Pa}$  ou  $100 \text{ kPa}$ . É aceita (tolerada) pelo SI, mas não recomendada. É muito comum o uso do milibar (mbar) que corresponde a um milésimo de bar.

### Psi

Corresponde a uma libra-força por polegada quadrada. Muito utilizada em países de língua inglesa. Não é sequer tolerada pelo SI.

Corresponde a  $6\,894,757 \text{ Pa}$ .

### Kgf/cm<sup>2</sup>

Corresponde à força de  $1 \text{ kgf}$  distribuída sobre uma área de  $1 \text{ cm}^2$ . Corresponde a  $98.066,50 \text{ Pa}$ . Observe a relação com a aceleração da gravidade normal de  $9,80665 \text{ m/s}^2$ , o que não é por acaso.

### mmHg

Milímetro de mercúrio. Apesar de ser uma unidade de comprimento, podemos dizer que é a pressão necessária para sustentar a coluna de mercúrio correspondente.

$1 \text{ mmHg}$  corresponde a  $133,3222 \text{ Pa}$ . A massa específica do mercúrio é considerada a  $0^\circ\text{C}$  e à pressão atmosférica de  $101.325 \text{ Pa}$  como sendo igual a  $13.595,08 \text{ kg/m}^3$ .

Como está-se referindo ao peso da coluna, considera-se a aceleração da gravidade padrão de  $9,80665 \text{ m/s}^2$ .

### mmH<sub>2</sub>O

Milímetro de coluna de água. Corresponde à pressão necessária para sustentar a coluna de água correspondente.

$1 \text{ mmH}_2\text{O}$  (ou mmca) equivale a  $9,806650 \text{ Pa}$ . A massa específica da água é considerada a  $4^\circ\text{C}$  e à pressão atmosférica de  $101.325 \text{ Pa}$  como sendo igual a  $1.000,000 \text{ kg/m}^3$ .

É possível encontrar o “metro de coluna de água” (mca). Naturalmente corresponde a  $1000 \text{ mmca}$ .

Como está-se referindo ao peso da coluna, considera-se a aceleração da gravidade padrão de  $9,80665 \text{ m/s}^2$ .

Em alguns casos utiliza-se o  $\text{mmH}_2\text{O}$  a  $20^\circ\text{C}$ , ou seja, utilizando a massa específica da água a  $20^\circ\text{C}$ . Existe uma pequena diferença entre o  $\text{mmH}_2\text{O}$  a  $4^\circ\text{C}$  e o  $\text{mmH}_2\text{O}$  a  $20^\circ\text{C}$ .

### atm

Uma atmosfera corresponde a  $101.325 \text{ Pa}$ .

### Outras Unidades:

Outras unidades derivadas como a polegada de água, a polegada de mercúrio, o metro de água, o pé (ft) de água, libra por pé quadrado, o Torr e outras devem ser evitadas. As suas correlações podem ser deduzidas ou pesquisadas na literatura.

**Correspondências entre as unidades de medida de Pressão**

<b>1 Pa =</b>	1	0,000 010 0000 0	0,000 145 037 7	0,000 010 197 16	0,007 500 627	0,101 971 6
<b>1 bar =</b>	100.000,0	1	14,503 77	1,019 716	750,062 7	10.197,16
<b>1 psi =</b>	6.894,757	0,068 947 57	1	0,070 306 96	51,715 00	703,069 6
<b>1 kgf/cm<sup>2</sup> =</b>	98.066,50	0,980 665 0	14,223 34	1	735,506 2	10.000,00
<b>1 mmHg =</b>	133,3222	0,001 333 222	0,019 336 75	0,001 359 508	1	13,595 08
<b>1 mmH<sub>2</sub>O =</b>	9,806 650	0,000 098 066 50	0,001 422 334	0,000 100 000 00	0,073 556 02	1
<b>1 atm =</b>	101.325,0	1,013 250	14,695 95	1,033 227	760,000 0	10.332,27
	<b>Pa</b>	<b>bar</b>	<b>psi</b>	<b>kgf/cm<sup>2</sup></b>	<b>mmHg</b>	<b>mmH<sub>2</sub>O</b>

Obs.: Gravidade terrestre normal: 9,80665 m/s<sup>2</sup>

Massa específica do mercúrio a 0°C e pressão atmosférica de 101.325 Pa: 13.595,08 kg/m<sup>3</sup>

Massa específica da água a 4°C e pressão atmosférica de 101.325Pa: 1.000,000 kg/m<sup>3</sup>

**Fatores de Conversão para Unidades de Medida de Pressão**

Multiplicar <b>Pa</b> por	0,000 01	Para Obter	<b>bar</b>
	0,000 145 037 7		<b>psi</b>
	0,000 010 197 16		<b>kgf/cm<sup>2</sup></b>
	0,007 500 627		<b>mmHg</b>
	0,101 971 6		<b>mmH<sub>2</sub>O</b>
Multiplicar <b>bar</b> por	100.000	Para Obter	<b>Pa</b>
	14,503 77		<b>psi</b>
	1,019 716		<b>kgf/cm<sup>2</sup></b>
	51,715		<b>mmHg</b>
	10.197,16		<b>mmH<sub>2</sub>O</b>
Multiplicar <b>psi</b> por	6.894,757	Para Obter	<b>Pa</b>
	0,068 947 57		<b>bar</b>
	0,070 306 96		<b>kgf/cm<sup>2</sup></b>
	51,715		<b>mmHg</b>
	703,069 6		<b>mmH<sub>2</sub>O</b>
Multiplicar <b>kgf/cm<sup>2</sup></b> por	98.066,5	Para Obter	<b>Pa</b>
	0,980 665		<b>bar</b>
	14,223 34		<b>psi</b>
	735,506 2		<b>mmHg</b>
	10.000		<b>mmH<sub>2</sub>O</b>
Multiplicar <b>mmHg</b> por	133,3222	Para Obter	<b>Pa</b>
	0,001 333 222		<b>bar</b>
	0,019 336 75		<b>psi</b>
	0,001 359 508		<b>kgf/cm<sup>2</sup></b>
	13,595 08		<b>mmH<sub>2</sub>O</b>
Multiplicar <b>mmH<sub>2</sub>O</b> por	9,806 65	Para Obter	<b>Pa</b>
	0,000 098 066 5		<b>bar</b>
	0,001 422 334		<b>psi</b>
	0,000 1		<b>kgf/cm<sup>2</sup></b>
	0,073 556 02		<b>mmHg</b>

Obs.: Gravidade terrestre normal: 9,80665 m/s<sup>2</sup>

Massa específica do mercúrio a 0°C e pressão atmosférica de 101.325 Pa: 13.595,08 kg/m<sup>3</sup>

Massa específica da água a 4°C e pressão atmosférica de 101.325Pa: 1.000,000 kg/m<sup>3</sup>



## Manômetros

Manômetro é a denominação genérica para instrumentos de medir e indicar a pressão manométrica.

Os mais simples são os manômetros de coluna líquida, que se prestam, essencialmente, à medida de pressões baixas.

O **manômetro de coluna em “U”** consiste num tubo transparente dobrado nesse formato, e cheio com o líquido de referência, usualmente água ou mercúrio.

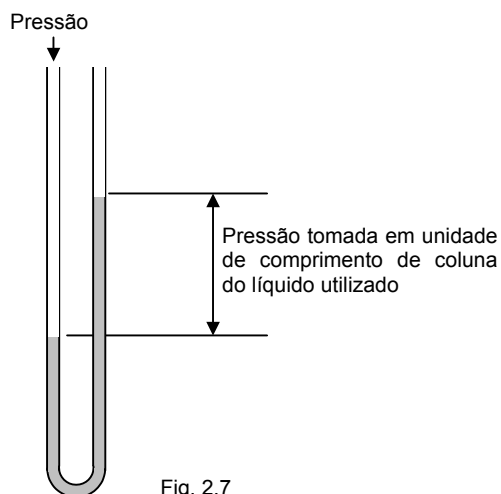


Fig. 2.7

O fluido sob pressão é conectado em uma das extremidades do “U” como na figura 2.7. Se a outra extremidade estiver aberta para atmosfera, a pressão será manométrica. Para medição de pressão diferencial a segunda extremidade deverá estar conectada na pressão de referência.

Se o fluido for água, podemos ler a pressão em mmH<sub>2</sub>O diretamente medindo o comprimento da **diferença** entre as duas superfícies. Se for mercúrio, a pressão será dada em mmHg. Qualquer líquido pode ser usado, sendo o resultado calculado com a equação  $P=\rho gh$ .

A rigor deveremos corrigir a massa específica do líquido em função da temperatura ambiente e da aceleração da gravidade local.

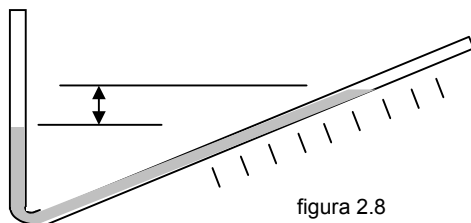


figura 2.8

Uma variação para medirmos baixas pressões é a coluna inclinada (fig. 2.8), que nos permite

melhor resolução na graduação gravada na régua graduada.

Uma outra configuração da coluna líquida é a **coluna vertical com poço** (fig. 2.9).

Nesse caso, um reservatório contendo o líquido tem volume muito superior ao volume que a coluna pode conter. A pressão é aplicada no reservatório e o líquido é empurrado no sentido de subir na coluna.

Podemos medir o comprimento da coluna e obter a pressão, da mesma forma, em mmH<sub>2</sub>O ou mmHg, dependendo do líquido utilizado.

Porém, se a medida de comprimento é feita metricamente, devemos corrigir o valor lido em função da relação entre diâmetros do tubo e do reservatório.

O volume de líquido que abandonou o reservatório é o mesmo que ocupou a coluna, então o nível no reservatório deve descer ligeiramente.

Como o comprimento a ser medido deve ser tomado como a diferença entre as duas superfícies e, sendo o reservatório opaco, não conhecemos o

seu nível interno, podemos concluir que a medida do comprimento em relação à pressão zero (sem pressão) está ligeiramente inferior ao correspondente à verdadeira pressão.

O fator de correção pode ser facilmente deduzido como sendo

$$F_c = \left( 1 + \frac{d^2}{D^2} \right)$$

que deve multiplicar o comprimento lido para obtermos o valor correto ( $d$  é o diâmetro do tubo transparente e  $D$  é o diâmetro do reservatório).

Quando o equipamento é fabricado podemos a priori, corrigir a régua calibrada, dividindo toda a sua escala pelo mesmo fator.

Num instrumento adquirido de um fabricante, poderemos verificar se a escala está corrigida medindo-a com uma boa trena.

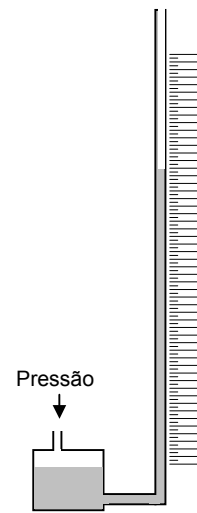


Fig. 2.9

Por exemplo, se o reservatório tem um diâmetro de 80 mm e o tubo visor 5 mm, o fator valerá:

$$F_c = \left(1 + \frac{5^2}{80^2}\right) = 1,0039$$

que, em dois metros, por exemplo, provocará uma diferença de cerca de 8 mm, perfeitamente detectável.

Podemos medir vácuo com uma coluna desse tipo.

Para isso, basta aplicar a pressão no topo da coluna e abrir para a atmosfera a entrada do reservatório.

As mesmas correções que consideram a massa específica em função da temperatura e a aceleração da gravidade local devem ser feitas. Para sermos rigorosos deveremos também compensar a diferença de coeficientes de dilatação do reservatório e do vidro do visor.

Seria viável uma coluna de água para medir uma pressão próxima de 1 kgf/cm<sup>2</sup>? E se for usado o mercúrio? Calcule os comprimentos necessários.

O **Manômetro de Bourdon** é o mais utilizado na indústria. Consiste num tubo elástico em forma de “C” que a pressão, quando aplicada, tende a retificar. Através de braços, mancais, engrenagens e mola, o movimento é transmitido a um ponteiro sobre uma escala.

A seleção do manômetro adequado ao processo começa pelos parâmetros básicos:

A faixa de trabalho e sua unidade de pressão que deve considerar também a pressão máxima do processo e também a sobrecarga possível de

ocorrer.

O Diâmetro do mostrador (mais comuns em 50, 100 e 200 mm) e o número de divisões ou o valor da menor divisão, em função da adequada visualização, exatidão e resolução da medida de pressão.

O tipo de conexão que pode ser reta inferior ou pode ser posterior (na traseira). Também a dimensão e rosca da conexão (mais comum 1/2”NPT).

O material do tubo de Bourdon visando basicamente a sua resistência à corrosão. Os

materiais mais comuns são:

O Bronze fosforoso, o aço inox 316, uma liga chamada monel e outros. Veja a adequação de cada um

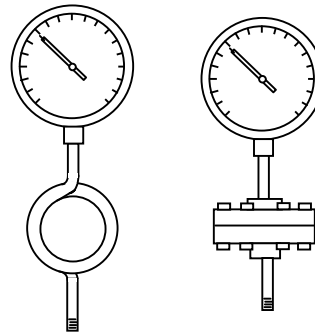


Fig. 2.10

desses materiais na tabela de resistência dos materiais à corrosão.

Para aplicação em gases corrosivos, líquidos muito viscosos, quentes e incrustantes é aconselhável a utilização de um selo diafragma, com enchimento (fig. 2.10). O mais adequado é consultar o fabricante sobre esses acessórios disponíveis.

Para instalação em vapor de água a proteção do manômetro deve ser feita por um sifão ou “rabo de porco” que consiste num trecho de tubo enrolado em uma volta na forma de espiral.

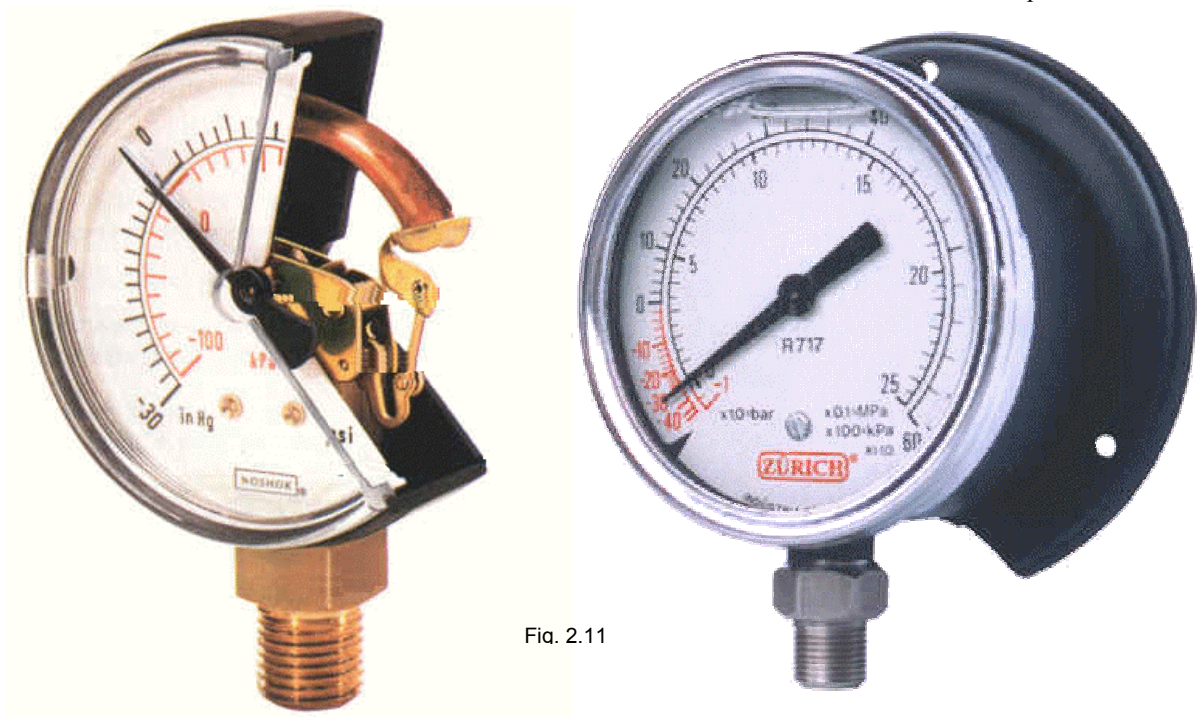


Fig. 2.11

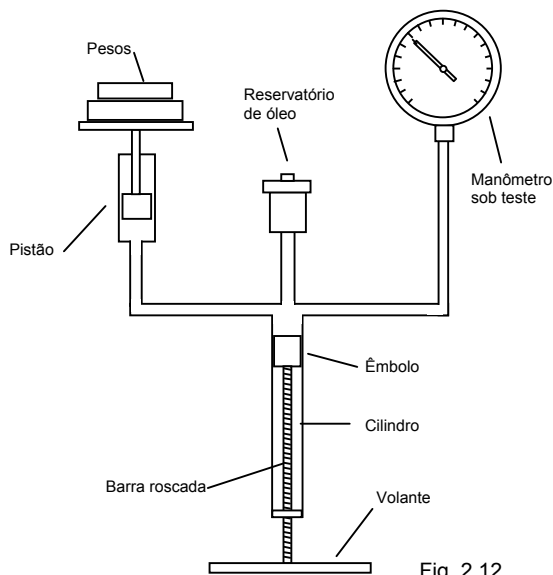
Para processos que apresentam forte pulsação ou vibração, recomenda-se o enchimento da câmara do manômetro com glicerina ou halocarbono.

Para calibração de manômetros podem ser utilizadas colunas líquidas para baixas pressões, ou bombas de comparação ou balanças de peso morto para altas pressões.

A bomba de comparação consiste num sistema cilindro e pistão com um volante para pressurizar o óleo no cilindro. Um manômetro de referência de boa qualidade, calibrado e controlado é instalado em um dos lados da bomba.

O manômetro sob calibração é instalado na outra extremidade. O movimento de rotação do volante pressurizará o óleo no interior do sistema, aplicando a mesma pressão nos dois manômetros que podem ser suas leituras comparadas.

A balança de peso morto consiste num sistema muito semelhante, onde o manômetro de referência é substituído por um cilindro que contém um pistão que suporta pesos de diferentes valores. Nesse caso, o volante será movido de forma a pressurizar o sistema e levantar o peso até uma altura intermediária (esquema do desenho).



Como a área do cilindro é conhecida e os pesos são corretos e certificados, a pressão será dada pelo valor dos pesos dividido pelo valor da área.

Também para sermos rigorosos necessitamos levar em considerações todas as influências ou incertezas relativas à aceleração da gravidade local, a área do cilindro e sua variação com a temperatura, o empuxo do ar em função de sua

massa específica, a incerteza dos valores dos pesos que devem ser certificados e os critérios e procedimentos adotados.



fig. 2.13 – Bomba de comparação

**Folha de Dados para manômetros (típica)**

TAG	PI-101	PI-102	PI-103
<b>SERVIÇO</b>	Pressão de Ar de Diluição Geral	Pressão BFG Geral	Pressão GLP Geral
<b>Linha Número</b>			
<b>Classificação da Área</b>	não classificada	não classificada	não classificada
<b>Invólucro</b>	Nema 4	Nema 4	Nema 4
<b>Material do Corpo</b>			
<b>Conexões de Entrada</b>	1/2"NPT reta	1/2"NPT reta	1/2"NPT reta
<b>Pressão difer./manom.</b>	Manométrica	Manométrica	manométrica
<b>Tipo do sensor</b>	Bourdon	Bourdon	bourdon
<b>Material do sensor</b>	Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox
<b>Range</b>	0-1000 mmca	0-2000 mmca	0-5 kgf/cm <sup>2</sup>
<b>Número de divisões</b>	50	40	50
<b>Diâmetro do Mostrador</b>	100 mm	100 mm	100 mm
<b>Acessórios de fixação</b>	Não	não	não
<b>Dispositivo de Selagem</b>	Não	não	não
<b>Fluido</b>	Ar de Diluição	Gás de Alto Forno	GLP
<b>Temperatura</b>	30°C	30°C	30°C
<b>Pressão Nominal</b>	500 mmca	900 mmca	150 kPa
<b>Diâmetro tubulação</b>	8"	8"	1.1/2"
<b>Peso Especifico</b>	1,3 Kg/Nm <sup>3</sup>	1,3 Kg/Nm <sup>3</sup>	1,99 Kg/Nm <sup>3</sup>
<b>Modelo/Fabricante:</b> Willy, Aschroft, Wika ou similar			
Obs.			

## Pressostatos

Pressostatos são chaves acionadas por pressão cujo objetivo é fornecer um contato elétrico ao sistema de controle que será usado como alarme ou decisão pelo intertravamento e segurança.

O elemento sensor transforma a pressão em um movimento que aciona um contato elétrico. O elemento sensor pode ser um bourdon, como os manômetros, para altas pressões, ou diafragmas ou foles para baixas pressões.

O contato elétrico pode ser um micro-switch ou uma ampola de mercúrio, ou mesmo agulhas

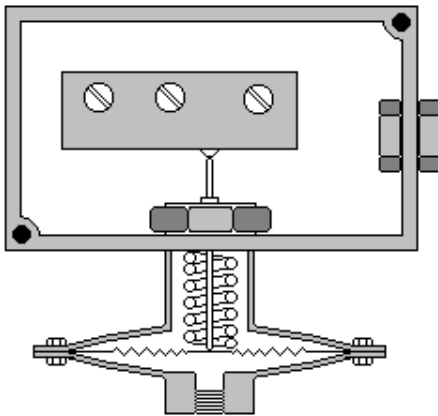


Fig. 2.14

deslocadas pelo elemento sensor.

Os pressostatos podem ser usados para alarmes de alta pressão, ou de baixa pressão. Para os alarmes de alta pressão utilizamos habitualmente o contato normalmente fechado (fechado quando não há pressão) e para os de baixa pressão utilizamos o contato normalmente aberto (aberto quando não há pressão).

Esse procedimento permite que a condição de falha (alarme) ocorra sempre quando o contato se abre. A ruptura dos condutores elétricos, por segurança, é interpretada como falha.

Os pressostatos podem ser construídos para detectar pressão absoluta, manométrica ou diferencial. Os pressostatos diferenciais, naturalmente possuem duas entradas de pressão, e a atuação do contato se dá em função da diferença de pressão entre as duas entradas.

O ponto de ajuste é a pressão que atua a chave. A faixa ajustável é a faixa de pressão dentro da qual pode estar localizado o ponto de ajuste.

Na pressão ascendente o ponto de atuação de um pressostato é diferente do ponto de rearme quando a pressão é descendente, ou seja, do ponto em que o contato retorna à condição

anterior. A diferença entre o ponto de atuação e o ponto de retorno é chamada de faixa morta, banda morta ou histerese.

A calibração ou ajuste de pressostatos se faz da mesma maneira que a dos manômetros. Em geral existem parafusos ou porcas a serem utilizados para alterar o ponto de atuação.

Para especificar o pressostatos, de forma geral necessitamos informar ao fabricante o fluido, a pressão de trabalho, a pressão máxima em sobrecarga, a histerese, a conexão com o processo (rosca), o contato elétrico (1 ou 2 contatos SPDT), a conexão elétrica (1/2" ou 3/4" NPT p.ex.), a capacidade do contato (tensão máxima e corrente máxima) e o tipo de invólucro (uso geral, à prova de tempo, à prova de explosão com Classe, grupo e divisão, à prova d'água, proteção conforme IP, etc.).

A instalação dos pressostatos exige os mesmos cuidados dedicados aos manômetros.



figura 2.15

**Folha de Dados para Pressostatos (típica)**

TAG	PSL-103	PSL-104	PSH-106
<b>SERVIÇO</b>	Baixa Pressão GLP Geral	Baixa Pressão Ar de Combustão Geral	Alta Pressão GLP para piloto Geral
<b>Linha Número</b>			
<b>Classificação da Área</b>	não classificada	não classificada	não classificada
<b>Invólucro</b>	Nema 4	Nema 4	Nema 4
<b>Material do Flange</b>			
<b>Material do Corpo</b>			
<b>Conexões de Entrada</b>	1/2"NPT	1/2"NPT	1/2"NPT
<b>Conexão Elétrica</b>	1/2"NPT	1/2"NPT	1/2"NPT
<b>Pressão difer./manom.</b>	manométrica	manométrica	Manométrica
<b>Tipo do sensor</b>	diafragma	diafragma	Diafragma
<b>Material do sensor</b>	Inox	Inox	Inox
<b>Range</b>	0-5 kgf/cm <sup>2</sup>	2-20 kPa	2-20 kPa
<b>Atuação</b>	1 kgf/cm <sup>2</sup>	300 mmca	1000 mmca
<b>Retorno</b>	1,20 kgf/cm <sup>2</sup>	350 mmca	1100 mmca
<b>Contato</b>	1 SPDT	1 SPDT	1 SPDT
<b>Capacidade do contato</b>	250V 10 <sup>A</sup>	250V 10A	250 V 10 <sup>A</sup>
<b>Acessórios de fixação</b>	Não	não	Não
<b>Dispositivo de Selagem</b>	Não	não	Não
<b>Fluido</b>	GLP	Ar de Combustão	GLP
<b>Temperatura</b>	30°C	30°C	30°C
<b>Pressão Nominal</b>	150 kPa	500 mmca	300 mmca
<b>Diâmetro tubulação</b>	1"	8"	1/2"
<b>Peso Específico</b>	1,99 kg/Nm <sup>2</sup>	1,3 Kg/Nm <sup>3</sup>	1,99 kg/Nm <sup>3</sup>

**Modelo/Fabricante:** Dresser, Aschroft, Krom Schroder ou similar

Obs.

## Transmissores de Pressão

**Transmissores de Pressão** são elementos que sentem a pressão e geram um sinal padronizado a ser transmitido aos sistemas de controle,

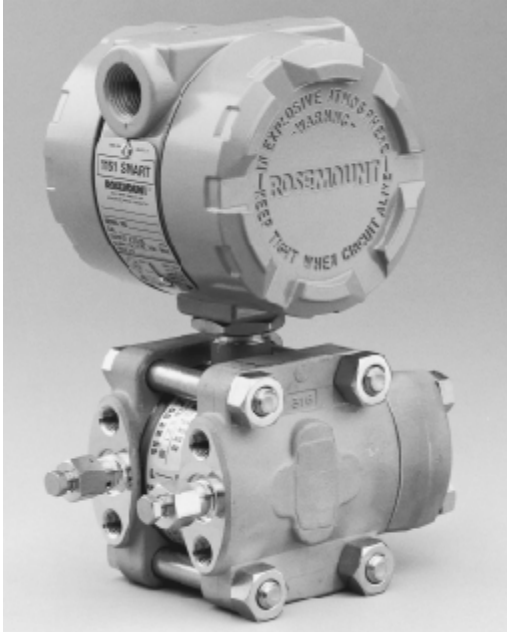


Fig. 2.16

registro e indicação.

Em geral os transmissores de pressão utilizam células capacitivas onde a pressão altera a capacitância de uma cápsula inserida entre duas câmaras preenchidas de líquido de selagem.

Outro tipo de sensor é o strain-gauge que é um elemento mecânico que varia o valor de sua resistência elétrica em função da pressão exercida sobre sua área.

Sensores piezoelétricos também são utilizados.

A saída desses sensores são tratadas e amplificadas por circuitos eletrônicos para gerar o sinal padronizado.

Os transmissores de pressão diferencial possuem duas tomadas de processo e o seu sinal é proporcional à diferença das pressões aplicadas.

São muito usado em medição de vazão e nível.

### Tipos Capacitivos

A principal característica dos sensores capacitivos é a completa eliminação dos sistemas de alavancas na transferência da força/deslocamento entre o processo e o sensor.

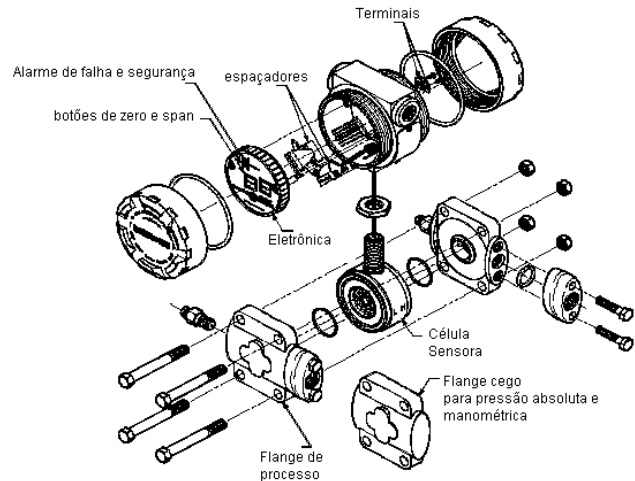
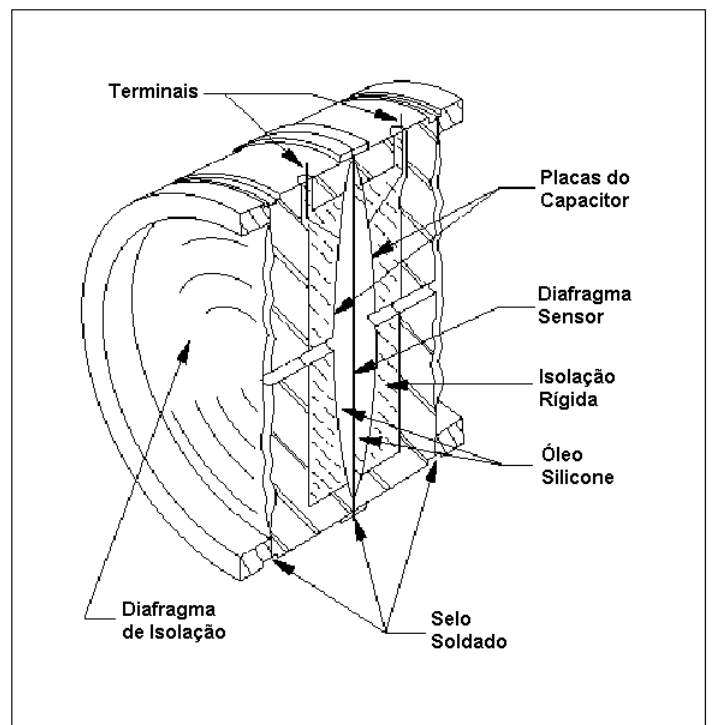


Fig. 2.17

Este tipo de sensor resume-se na deformação, diretamente pelo processo de uma das armaduras do capacitor. Tal deformação altera o valor da capacitância total que é medida por um circuito eletrônico.

Esta montagem, se por um lado, elimina os problemas mecânicos das partes móveis, expõe a célula capacitiva às rudes condições do processo, principalmente a temperatura do processo. Este inconveniente pode ser superado através de circuitos sensíveis a temperatura montados juntos ao sensor.

Outra característica inerente a montagem, é a falta de linearidade entre a capacitância e a distância das armaduras devido á deformação não linear, sendo necessário portanto, uma



CÉLULA SENSORA CAPACITIVA

Fig. 2.18

compensação (linearização) à cargo do circuito eletrônico .

O sensor é formado pelos seguintes componentes :

- Armaduras fixas metalizadas sobre um isolante de vidro fundido
- Dielétrico formado pelo óleo de enchimento ( silicone ou fluorube )
- Armadura móvel ( Diafragma sensor )

Uma diferença de pressão entre as câmaras de alta (High) e de baixa (Low) produz uma força no diafragma isolador que é transmitida pelo líquido de enchimento .

A força atinge a armadura flexível (diafragma sensor) provocando sua deformação, alterando portanto, o valor das capacitâncias formadas pelas armaduras fixas e a armadura móvel . Esta alteração é medida pelo circuito eletrônico que gera um sinal proporcional à variação de pressão aplicada à câmara da cápsula de pressão diferencial capacitiva .

### **Tipo Piezoelétrico**

Os elementos piezoelétricos são cristais, como o quartzo, a turmalina e o titanato que acumulam cargas elétricas em certas áreas da estrutura cristalina, quando sofrem uma deformação física, por ação de uma pressão. São elementos pequenos e de construção robusta. Seu sinal de resposta é linear com a variação de pressão, e é implementado como parte de um circuito oscilador em alta frequência.

### **Especificação do Transmissor**

Primeiramente devemos determinar a natureza da pressão a ser transmitida: Pressão absoluta,



Fig. 2.19

pressão manométrica ou diferencial.

A faixa de operação do transmissor é o segundo passo: São disponíveis “ranges” desde cerca de 7 kPa até 40 MPa. A rangeabilidade (região

dentro da qual ele pode ser calibrado) é em geral de 5 a 15 vezes enor que o range.

Por exemplo, um transmissor de 37 Kpa pode ser calibrado num “range” de 2,5 até 37 kPa. Nesse caso o valor do “range” corresponde à diferença entre o valor inferior e o valor superior: podemos calibrar, no exemplo, 0 a 2,5 kPa, 0 a 37 KPa, 10 a 25 kPa ou -2 a +2 kPa.

A natureza do sinal de saída é uma informação que dependerá do sistema de controle. São disponíveis, em geral, 4-20 mA, 10-50 mA ou 1-5V. A primeira (4-20 mA) é a mais comum.

Uma capacidade de comunicação serial por protocolo chamado “hart” é normalmente desejável. Essa característica permite que sejam usados configuradores, que são pequenos computadores de mão, que, quando conectados ao instrumento permite, através de uma interface amigável, configurar os vários parâmetros do transmissor.

Esses parâmetros são a faixa de trabalho, a calibração (zero e span), a unidade de pressão, a linearização do sinal (extrator de raiz quadrada ou outra), a forma da indicação local, etc.

Os materiais utilizados na construção do transmissor, especialmente das partes molhadas devem ser objeto de atenção em função do fluido e sua agressividade.

Os flanges e os adaptadores são, comumente, em aço carbono niquelado ou cadmiado. Podem ser fornecidos opcionalmente em aço inox AISI 316 ou em Hastelloy C (uma liga resistente à corrosão).

A válvula de dreno/vent que permite abrir a câmara para uma purga ou por algum outro motivo, é fornecida em geral em Aço inox AISI 316, podendo também ser solicitada em Hastelloy C.

O diafragma é um ponto crítico, pois além de ser sensível mecanicamente permanece em contato direto com o fluido. Para fluidos convencionais (água, ar, gases não corrosivos) é utilizado o diafragma em aço inox 316. Pode ser também fornecido em Hastelloy, Monel ou Tântalo.

Os anéis “O” são especificados preferencialmente em Viton. Buna-N ou fluorocarbono são outras opções.

O fluido de enchimento da célula é, em geral, o silicone que deve ser incompressível e de baixo coeficiente de dilatação com a temperatura.

A necessidade de alguns opcionais deve ser analisada:



A placa de fixação (mounting brackets) que permite a fixação do instrumento em painel ou em tubo de 2".

Parafusos adicionais, manifold e selos remotos são outros acessórios que podem ser necessários à instalação.

## Instalação de Transmissores

Alguns cuidados devem ser tomados na instalação dos transmissores, em função, principalmente, do fluido cuja pressão será medida.

### Gases

Em tubulações de gás a principal preocupação é com a presença de líquidos condensados que podem preencher o tubo da tomada de pressão

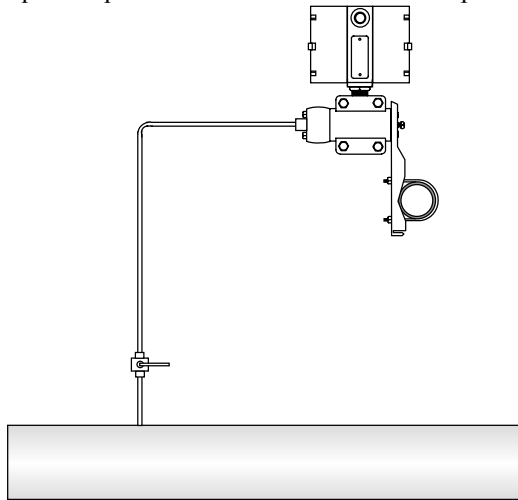


fig 2.20 Instalação preferencial para gases

produzindo efeitos indesejáveis na exatidão da medição.

Para gases, preferencialmente, o transmissor deve ser instalado acima do ponto de medição, para que o líquido eventualmente não se

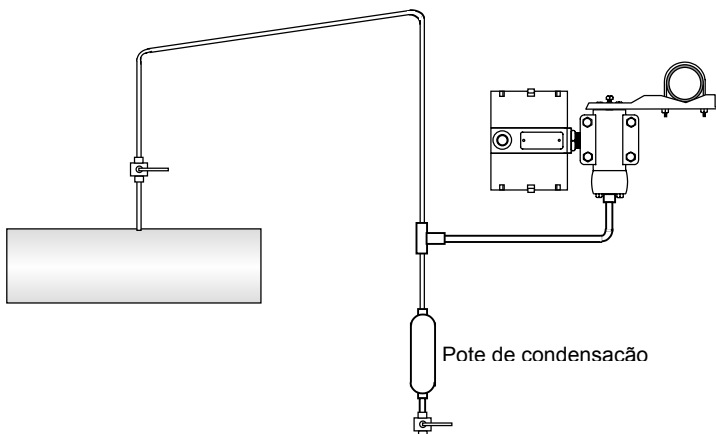


fig 2.21 -Instalação alternativa para gases

acumule na tomada. A tomada de pressão deve estar na parte superior da tubulação.

Mas nem sempre é possível tal configuração: em tubulações elevadas, ou mesmo quando desejamos instalar o transmissor em um local afastado (devido à temperatura ambiente por exemplo). Nesses casos devemos caminhar com o tubo de sinal evitando sempre curvas que sejam capazes de reter líquido e utilizar potes de condensação.

O pote de condensação é um trecho de tubo soldado na forma de um pote selado que pode conter um volume maior de condensado e armazená-lo. Durante intervenções de manutenção preventiva deve ser drenado pela válvula de bloqueio instalada na sua saída.

Outras válvulas de bloqueio podem existir na entrada do transmissor para facilitar a manutenção ou retirada do instrumento.

### Líquidos

A tomada de pressão para líquidos, ao contrário, deve ser instalada na parte inferior da tubulação para que seja evitado o acúmulo de gases no tubo de sinal, que pode provocar instabilidade da medição. O transmissor deve estar abaixo da tomada.

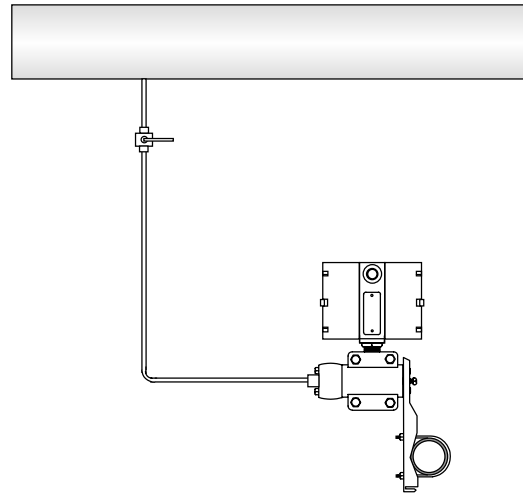


fig 2.22 Instalação preferencial para líquidos

O tubo de sinal não deve fazer caminhos tortuosos que permitam o acúmulo de bolhas de gás.

Da mesma forma, pode não ser possível em tubulações baixas (rente ao chão) ou instalação em local afastado.

Nesses casos, inclusive em função de facilidade de acesso, podemos instalar o transmissor acima da tubulação e utilizar potes de dreno ou respiro para retirar eventualmente o acúmulo de gases possível.

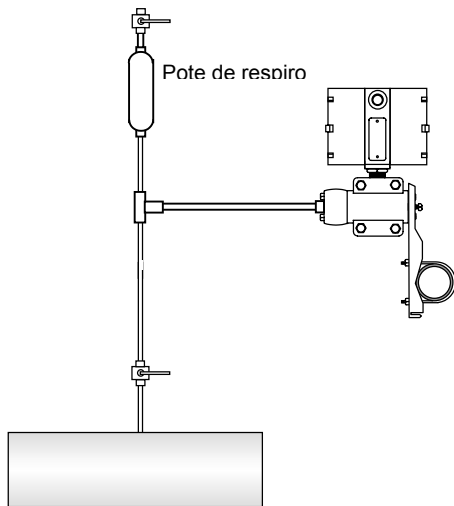


fig. 2.23 Instalação alternativa para líquidos

O pote de dreno ou respiro é idêntico ao pote de condensação. A denominação é apenas uma questão de função.

#### Vapor

A instalação em linha de vapor necessita de cuidados especiais pois devemos evitar que o vapor atinja o transmissor devido à sua temperatura.

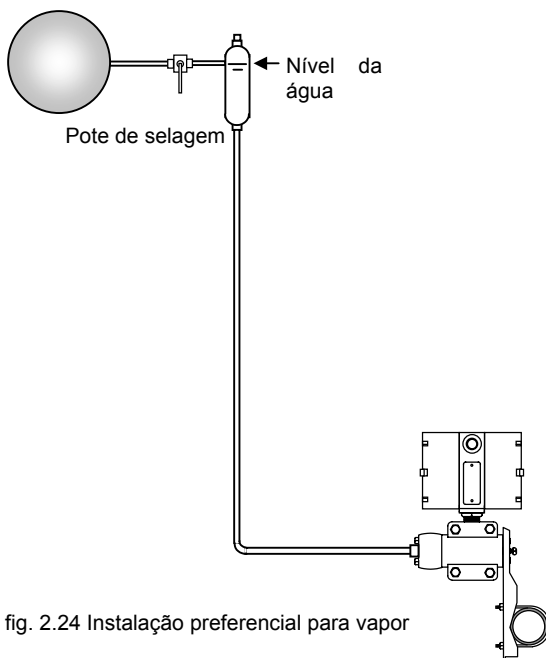


fig. 2.24 Instalação preferencial para vapor

Nesse caso, as tomadas devem ser preferencialmente laterais e o transmissor deve ser instalado em um ponto abaixo da tubulação. Devem ser usados potes de selagem em distância suficiente para baixar a temperatura do líquido de selagem.

O líquido de selagem é sempre a água que será mantida pela condensação do vapor.

Essa configuração produz um indesejável fator: a coluna de água desde o nível do pote até à altura do transmissor produz uma pressão hidrostática que se soma à pressão do fluido. Mesmo que o vapor contido na tubulação esteja em pressão nula (zero), o transmissor “enxergará” uma pressão diferente de zero, equivalente ao peso da coluna líquida.

É necessário ajustar o transmissor para um valor de zero elevado. Para as pressões convencionais de vapor esse valor pode ser desprezível. Entretanto, uma coluna de 5 metros de água produz uma pressão falsa de cerca de  $0,5 \text{ kgf/cm}^2$ . É um bom procedimento “zerar” o transmissor na condição de pote de selagem cheio.

Na instalação ou partida da planta, o instrumentista deve fechar a válvula de bloqueio, retirar o “tampão” no topo do pote de selagem, preencher todo o tubo de sinal com água até o nível da tomada ou até o limite. Durante esse processo, utilizando-se da válvula de dreno existente no transmissor, escoar alguma quantidade de água por ele com objetivo de extrair bolhas de ar.

Em seguida completar o nível de água, fechar o “bujão”, em geral roscado, e só aí então, abrir a válvula de bloqueio da tomada de processo.

Durante a operação normal, e mesmo em

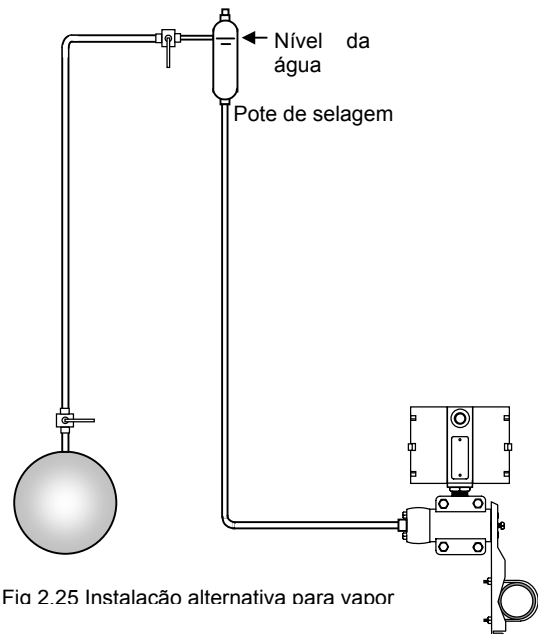


Fig 2.25 Instalação alternativa para vapor

paradas curtas da linha, não há necessidade de verificar o nível de água: o próprio vapor da tubulação será condensado formando a coluna de selagem.

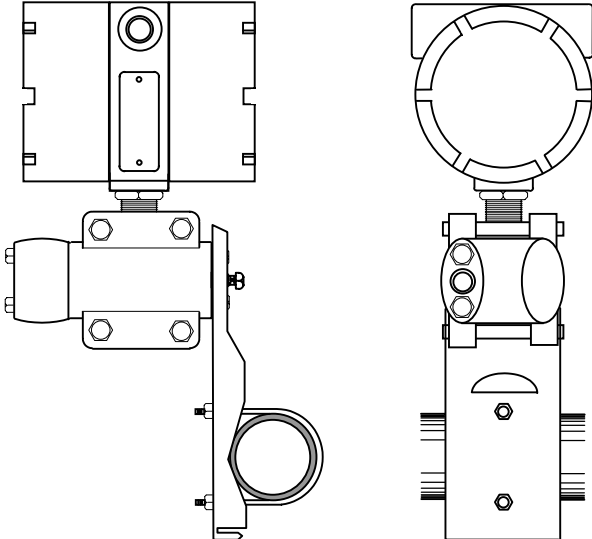
Válvulas de bloqueio ou alívio junto ao transmissor não são aconselháveis, pois a operação incorreta pode fazer com que o vapor expulse toda a água do sistema, colocando em

risco a integridade do instrumento. Se for retirado para manutenção, o procedimento de encher o sistema de selagem precisa ser repetido.

Uma coluna de pelo menos 2,5 metros de água de selagem é recomendada para garantir a redução da temperatura no instrumento.

Em todos os casos de instalação de transmissores, o fácil e seguro acesso aos instrumentos, válvulas e potes deve ser privilegiado.

**Folha de Dados de Transmissores de pressão (típica)**

<b>FOLHA DE DADOS</b>		DOC. N.
<b>TRANSMISSORES DE PRESSÃO</b>		REV.
Tag: <b>PT-1011</b>	Saída: <b>4-20 mA</b>	
Serviço: <b>Pressão de GLP</b>	Flanges e adaptadores: <b>aço carbono</b>	
Local: <b>Linha de gás</b>	Diafragma de isolamento: <b>AISI 316</b>	
Fabricante: <b>Rosemount or similar</b>	Acessório de montagem: <b>plano p/tubo 2"</b>	
Modelo: <b>1151GP 6S 52 B3 W2</b>	Invólucro: <b>AISI 316</b>	
Range: <b>0-0,46..6,89 bar</b>	Manifold 3 vias : <b>não</b>	
Calibração: <b>0 to 4 bar</b>	Conexões de processo: <b>flange 1/2" NPT</b>	
<p>Outras Características:            Conexões elétricas: <b>1/2" NPT</b>            Anel "O": <b>Viton</b>            Pressão estática máxima: <b>1500 psi</b>            Comunicação: <b>Hart</b>            Proteção: <b>A prova de explosão Cl.I Gr.D Div.2</b></p>		
		
POR	VER.	APROV.
		DATA
		REV.

### 3. Temperatura

A temperatura é a medida da energia na forma de calor existente nos materiais. É a variável, certamente, mais intimamente ligada à energia.

As unidades utilizadas para a medida de temperatura são o grau Celsius, o grau Farenheit e o Kelvin (K).

Celsius atribuiu o valor de zero grau para o ponto de congelamento da água, e 100 graus para o ponto de ebulição da água (à pressão atmosférica padrão).

$$C = K - 273,15$$

$$C = \frac{5}{9}(F - 32)$$

$$K = C + 273,15$$

$$K = \frac{5}{9}(F + 459,67)$$

$$F = \frac{9}{5}C + 32$$

$$F = \frac{9}{5}K - 459,67$$

Kelvin determinou a partir de equações da termodinâmica o valor de zero grau absoluto como sendo ausência total de calor ( $-273,15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) e tornou a escala coerente com a quantidade de energia necessária para passar de uma temperatura a outra, tomando como base a divisão da unidade de Celsius.

Fahrenheit atribuiu 32 graus para a temperatura do ponto de fusão do gelo e 100 graus para a temperatura do corpo humano.

É recomendada a utilização do Celsius e do Kelvin. A escala Fahrenheit não é recomendada.

A equivalência entre essas unidades está apresentada no quadro.

## Termômetros

Os termômetros são instrumentos dedicados à medição e indicação da temperatura.

O tipo mais comum é o termômetro de mercúrio. Esse termômetro possui um bulbo, que é o sensor, ligado a um tubo capilar transparente colocado sobre uma escala graduada.

A dilatação provoca o aumento do volume do líquido que ocupa o espaço dentro do tubo capilar.

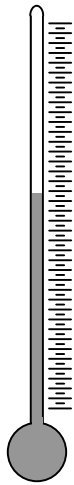


Fig. 3.1

Esse tipo de termômetro apresenta muito boa exatidão, porém a sua fragilidade restringe seu uso principalmente aos laboratórios e oficinas.

O termômetro bimetálico é um instrumento mais adequado às nossas condições de processo. Baseia-se na união rígida de dois metais de diferentes coeficientes de dilatação, que, quando submetida ao calor, deforma-se produzindo um movimento mecânico capaz de acionar um ponteiro ou um contato elétrico.

O termômetro bimetálico helicoidal consiste em executar uma mola desse material, que, pela construção mecânica tende a produzir um movimento de torção que é transmitido através de um fio até o eixo de um ponteiro que se move sobre uma escala graduada circular.

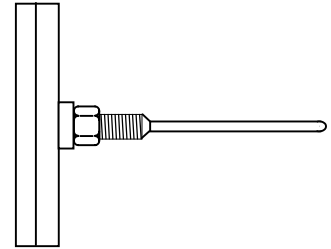
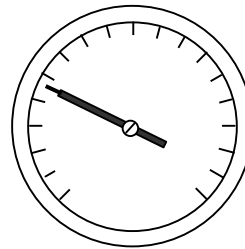


Fig. 3.3

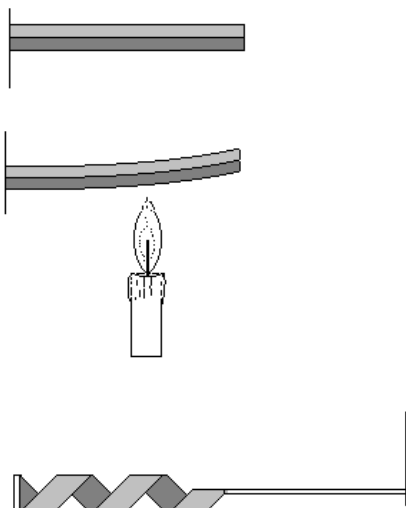


Fig. 3.2

## Termopares

Para transmitir as informações de processo até os sistemas de controle ou supervisão é muito comum o uso de termopares.

O termopar é constituído por dois condutores de natureza termo-elétrica diferente que são unidos na sua extremidade, onde se situa o ponto de sensoramento.

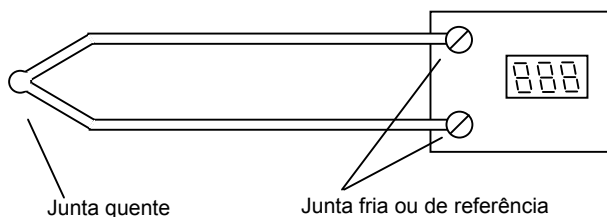


Fig. 3.4

A extremidade unida dos condutores é chamada de junta quente, e a outra extremidade dos condutores, ligada ao instrumento receptor (indicador, controlador, registrador ou cartão de entrada do PLC) é chamada junta fria ou junta de referência.

Quando a junção dos dois metais entra em contato com o calor é produzida uma diferença de potencial de alguns milivolts, cuja magnitude é proporcional à diferença de temperatura entre a junta quente e a junta fria.

bornes um sensor local de temperatura ambiente, e, ao sinal de tensão proveniente do termopar deve ser somada a tensão (milivoltagem) correspondente à temperatura ambiente daquele termopar.

Esse processo chama-se “compensação da junta fria” ou “compensação da temperatura ambiente” e se deve ao fato de que a tensão gerada é proporcional à diferença de temperatura entre as juntas, e não à temperatura do processo.

Os tipos mais comuns de termopares são:

Tipo J: Ferro/Constantã

Tipo K: Cromel/Alumel

Tipo T: Cobre/Constantã

Tipo E: Níquel-Cromo/Cobre-Níquel

Tipo S: Platina-Ródio10%/Platina

Tipo R: Platina-Ródio13%/Platina

Tipo B: Platina-Ródio30%/Platina-Ródio6%

As tabelas de tensão versus temperatura dos diversos termopares apresentadas a seguir referem-se à temperatura de junta fria de 0°C.

Ao se medir a tensão nos terminais do termopar para avaliar a temperatura, consultando a tabela, é necessário acrescentar ao número encontrado o valor da temperatura ambiente.

Tipo	+	-	Temperatura	Obs.
T	Cobre	Constantã	-184 a 370°C	Oxidação do cobre acima de 310°C
J	Ferro	Constantã	0 a 760°C	Oxidação do ferro acima de 760°C. Acima de 480°C utilizar tubo de proteção
E	Níquel-Cromo	Cobre-Níquel	0 a 870°C	Baixa estabilidade em atmosfera redutora
K	Cromel	Alumel	0 a 1200°C	Vulnerável em atmosfera sulfurosa como SO <sub>2</sub> e H <sub>2</sub> S
S	Platina-Ródio 10%	Platina	0 a 1600°C	Para altas temperaturas e chama presente usar proteção em alumina
R	Platina-Ródio 13%	Platina	0-1600°C	Para altas temperaturas e chama presente usar proteção em alumina
B	Platina-Ródio 30%	Platina-Ródio 6%	870 a 1795°C	Utilizar isoladores e proteção em alumina

Se conectarmos um milivôlmetro à extremidade dos condutores podemos medir essa tensão. Entretanto, se o termopar e o milivôlmetro estiverem na mesma temperatura (ambiente) será medido sempre zero.

Por esse motivo o instrumento que recebe o sinal de um termopar deve ter próximo aos seus

Para conectarmos os termopares aos instrumentos receptores ou a transmissores devemos utilizar cabos especiais. Isso se deve ao fato de que cada conexão em que muda-se a natureza do condutor é formado um termopar. Nesse contexto, diferentes temperaturas ambiente ao longo do encaminhamento do cabo representariam erros de medição.

Devemos utilizar os cabos do mesmo material do termopar, nesse caso chamamos de cabo de extensão.

Por outro lado, caso não seja possível por uma questão econômica, poderemos utilizar material diferente do termopar, porém de características termo-elétricas semelhantes. Esses são os cabos de compensação.

São usados principalmente para termopares tipo R, S e B cujo material original contém Platina, material suficientemente caro para inviabilizar os cabos de extensão.

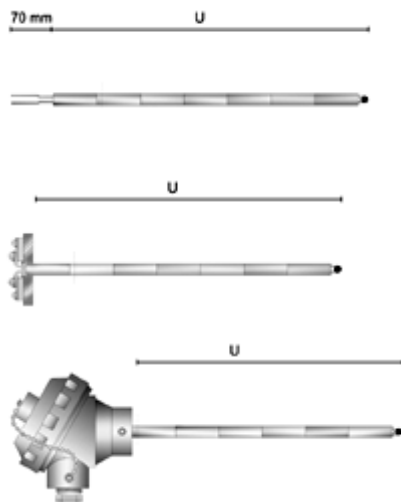


Fig. 3.5

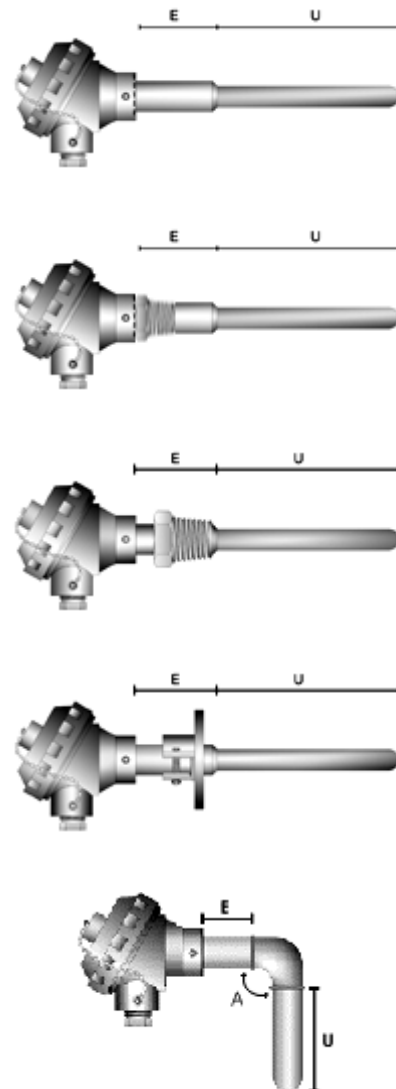


Fig. 3.6

Fio ou cabo de extensão						
Termopar	Material dos condutores			Faixa de Utilização	Limite de erro (°C)	
	Tipo	Positivo	Negativo		Padrão	Especial
T	TX	Cobre	Constantan	0-60 a 100°C	± 1,0°C	± 0,5°C
J	JX	Ferro	Constantan	0 a 200°C	± 2,2°C	± 1,1°C
E	EX	Cromel	Constantan	0 a 200°C	± 1,7°C	
K	KX	Cromel	Alumel	0 a 200°C	± 2,2°C	

Fio ou cabo de compensação						
Termopar	Material dos condutores			Faixa de utilização	Limite de erro (°C)	
	Tipo	Positivo	Negativo		Padrão	Especial
S	SX	Cobre	Cobre-Níquel	0 a 200°C	± 5 °C	
R	RX	Cobre	Cobre-Níquel	0 a 200°C	± 5 °C	
B	BX	Cobre	Cobre	0 a 100°C	± 3,7°C	



Temperatura	Tipo J	Tipo K	Tipo S	Tipo R	Tipo T	Tipo B	Tipo E
-270					-6,258		-9,835
-260					-6,232		-9,797
-250					-6,181		-9,718
-240					-6,105		-9,604
-230					-6,007		-9,455
-220					-5,889		-9,274
-210					-5,753		-9,063
-200	-7,890	-5,891			-5,603		-8,825
-190	-7,659	-5,730			-5,439		-8,561
-180	-7,402	-5,550			-5,261		-8,273
-170	-7,122	-5,354			-5,069		-7,963
-160	-6,821	-5,141			-4,865		-7,632
-150	-6,499	-4,912			-4,648		-7,279
-140	-6,159	-4,669			-4,419		-6,907
-130	-5,801	-4,410			-4,177		-6,516
-120	-5,426	-4,138			-3,923		-6,107
-110	-5,036	-3,852			-3,656		-5,681
-100	-4,632	-3,553			-3,378		-5,237
-90	-4,215	-3,242			-3,089		-4,777
-80	-3,785	-2,920			-2,788		-4,302
-70	-3,344	-2,586			-2,475		-3,811
-60	-2,892	-2,243			-2,152		-3,306
-50	-2,431	-1,889			-1,819		-2,787
-40	-1,960	-1,527			-1,475		-2,255
-30	-1,481	-1,156			-1,121		-1,709
-20	-0,995	-0,777			-0,757		-1,152
-10	-0,501	-0,392			-0,383		-0,582
0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
10	0,507	0,397	0,055	0,054	0,391	-0,002	0,591
20	1,019	0,798	0,113	0,111	0,789	-0,003	1,192
30	1,536	1,203	0,173	0,171	1,196	-0,002	1,801
40	2,058	1,611	0,235	0,232	1,611	0,000	2,420
50	2,585	2,022	0,299	0,296	2,035	0,002	3,048
60	3,115	2,436	0,365	0,363	2,467	0,006	3,685
70	3,649	2,850	0,432	0,431	2,908	0,011	4,330
80	4,186	3,266	0,502	0,501	3,357	0,017	4,985
90	4,725	3,681	0,573	0,573	3,813	0,025	5,648
100	5,268	4,095	0,645	0,647	4,277	0,033	6,319
110	5,812	4,508	0,719	0,723	4,749	0,043	6,998
120	6,359	4,919	0,795	0,800	5,227	0,053	7,685
130	6,907	5,327	0,872	0,879	5,712	0,065	8,379
140	7,457	5,730	0,950	0,959	6,204	0,078	9,081
150	8,008	6,137	1,029	1,041	6,702	0,092	9,789
160	8,560	6,539	1,109	1,124	7,207	0,107	10,503
170	9,113	6,939	1,190	1,208	7,718	0,123	11,224
180	9,667	7,338	1,273	1,294	8,235	0,140	11,951
190	10,222	7,737	1,356	1,380	8,757	0,159	12,684
200	10,777	8,137	1,440	1,468	9,286	0,178	13,421
210	11,332	8,537	1,525	1,557	9,820	0,199	14,164
220	11,887	8,938	1,641	1,647	10,360	0,220	14,912
230	12,442	9,341	1,698	1,738	10,905	0,243	15,664
240	12,998	9,745	1,785	1,830	11,456	0,266	16,420
250	13,553	10,151	1,873	1,923	12,011	0,291	17,181
260	14,108	10,560	1,962	2,017	12,572	0,317	17,945
270	14,663	10,969	2,051	2,111	13,137	0,344	18,713
280	15,217	11,381	2,141	2,207	13,707	0,372	19,484
290	15,771	11,793	2,232	2,303	14,281	0,401	20,259

Temperatura	Tipo J	Tipo K	Tipo S	Tipo R	Tipo T	Tipo B	Tipo E
300	16,325	12,207	2,323	2,400	14,860	0,431	21,036
310	16,879	12,623	2,414	2,498	15,443	0,462	21,817
320	17,432	13,039	2,506	2,596	16,030	0,494	22,600
330	17,984	13,456	2,599	2,695	16,621	0,527	23,386
340	18,537	13,874	2,692	2,795	17,217	0,561	24,174
350	19,089	14,292	2,786	2,896	17,816	0,596	24,964
360	19,640	14,712	2,880	2,997	18,420	0,632	25,757
370	20,192	15,132	2,974	3,099	19,027	0,669	26,552
380	20,743	15,552	3,069	3,201	19,638	0,707	27,348
390	21,295	15,974	3,164	3,304	20,252	0,746	28,146
400	21,846	16,395	3,260	3,407		0,786	28,946
410	22,397	16,818	3,356	3,511		0,827	29,747
420	22,949	17,241	3,452	3,616		0,870	30,550
430	23,501	17,664	3,549	3,721		0,913	31,354
440	24,054	18,088	3,645	3,826		0,957	32,159
450	24,607	18,513	3,743	3,933		1,002	32,965
460	25,161	18,938	3,840	4,039		1,048	33,772
470	25,716	19,363	3,938	4,146		1,095	34,579
480	26,272	19,788	4,036	4,254		1,143	35,387
490	26,829	20,214	4,135	4,362		1,192	36,196
500	27,388	20,640	4,234	4,471		1,241	37,005
510	27,949	21,066	4,333	4,580		1,292	37,815
520	28,511	21,493	4,432	4,689		1,344	38,624
530	29,075	21,919	4,532	4,799		1,397	39,434
540	29,642	22,346	4,632	4,910		1,450	40,243
550	30,210	22,772	4,732	5,021		1,505	41,053
560	30,782	23,198	4,832	5,132		1,560	41,862
570	31,356	23,624	4,933	5,244		1,617	42,671
580	31,933	24,050	5,034	5,356		1,674	43,479
590	32,513	24,476	5,136	5,469		1,732	44,286
600	33,096	24,902	5,237	5,582		1,791	45,093
610	33,683	25,327	5,339	5,696		1,851	45,900
620	34,273	25,751	5,442	5,810		1,912	46,705
630	34,867	26,176	5,544	5,925		1,974	47,509
640	35,464	26,599	5,648	6,040		2,036	48,313
650	36,066	27,022	5,751	6,155		2,100	49,116
660	36,671	27,445	5,855	6,272		2,164	49,917
670	37,280	27,867	5,960	6,388		2,230	50,718
680	37,893	28,288	6,064	6,505		2,296	51,517
690	38,510	28,709	6,169	6,623		2,363	52,315
700	39,130	29,128	6,274	6,741		2,430	53,112
710	39,754	29,547	6,380	6,860		2,499	53,908
720	40,382	29,965	6,486	6,979		2,569	54,703
730	41,013	30,383	6,592	7,098		2,639	55,497
740	41,647	30,799	6,699	7,218		2,710	56,289
750	42,283	31,214	6,805	7,339		2,782	57,080
760	42,922	31,629	6,913	7,460		2,855	57,870
770	43,563	32,042	7,020	7,582		2,928	58,659
780	44,207	32,455	7,128	7,703		3,003	59,446
790	44,852	32,866	7,236	7,829		3,078	60,232

Temperatura	Tipo J	Tipo K	Tipo S	Tipo R	Tipo T	Tipo B	Tipo E
800	45,498	33,277	7,345	7,949		3,154	61,017
810	46,144	33,686	7,454	8,072		3,231	61,801
820	46,790	34,095	7,563	8,196		3,308	62,583
830	47,434	34,502	7,672	8,320		3,387	63,364
840	48,076	34,909	7,782	8,445		3,466	64,144
850	48,716	35,314	7,892	8,570		3,546	64,922
860	49,354	35,718	8,003	8,696		3,626	65,698
870	49,989	36,121	8,114	8,822		3,708	66,473
880	50,621	36,524	8,225	8,949		3,790	67,246
890	51,249	36,925	8,336	9,076		3,873	68,017
900	51,875	37,325	8,448	9,203		3,957	68,787
910	52,496	37,724	8,560	9,331		4,041	69,554
920	53,115	38,122	8,673	9,460		4,126	70,319
930	53,729	38,519	8,786	9,589		4,212	71,082
940	54,341	38,915	8,899	9,718		4,298	71,844
950	54,948	39,310	9,012	9,848		4,386	72,603
960	55,553	39,703	9,126	9,978		4,474	73,360
970	56,155	40,096	9,240	10,109		4,562	74,115
980	56,753	40,488	9,355	10,240		4,652	74,869
990	57,349	40,879	9,470	10,371		4,742	75,621
1000		41,269	9,585	10,503		4,833	76,373
1010		41,657	9,700	10,636		4,924	
1020		42,045	9,816	10,768		5,016	
1030		42,432	9,932	10,902		5,109	
1040		42,817	10,048	11,035		5,202	
1050		43,202	10,165	11,170		5,297	
1060		43,585	10,282	11,304		5,391	
1070		43,968	10,400	11,439		5,487	
1080		44,349	10,517	11,574		5,583	
1090		44,729	10,635	11,710		5,680	
1100		45,108	10,754	11,846		5,777	
1110		45,486	10,872	11,983		5,875	
1120		45,863	10,991	12,119		5,973	
1130		46,238	11,110	12,257		6,073	
1140		46,612	11,229	12,394		6,172	
1150		46,985	11,348	12,532		6,273	
1160		47,356	11,467	12,669		6,374	
1170		47,726	11,587	12,808		6,475	
1180		48,095	11,707	12,946		6,577	
1190		48,462	11,827	13,085		6,680	
1200		48,828	11,947	13,224		6,783	
1210		49,192	12,067	13,363		6,887	
1220		49,555	12,188	13,502		6,991	
1230		49,916	12,308	13,642		7,096	
1240		50,276	12,429	13,782		7,202	
1250		50,633	12,550	13,922		7,308	
1260		50,990	12,671	14,062		7,414	
1270		51,344	12,792	14,202		7,521	
1280		51,697	12,913	14,343		7,628	
1290		52,049	13,034	14,483		7,736	

Temperatura	Tipo J	Tipo K	Tipo S	Tipo R	Tipo T	Tipo B	Tipo E
1300		52,398	13,155	14,624		7,845	
1310		52,747	13,276	14,756		7,953	
1320		53,093	13,397	14,906		8,063	
1330		53,439	13,519	15,047		8,172	
1340		53,782	13,640	15,188		8,283	
1350		54,125	13,761	15,329		8,393	
1360		54,466	13,883	15,470		8,504	
1370		54,807	14,004	15,611		8,616	
1380			14,125	15,752		8,727	
1390			14,247	15,893		8,839	
1400			14,368	16,035		8,952	
1410			14,489	16,176		9,065	
1420			14,610	16,317		9,178	
1430			14,731	16,458		9,291	
1440			14,852	16,599		9,405	
1450			14,973	16,741		9,510	
1460			15,094	16,882		9,634	
1470			15,215	17,022		9,748	
1480			15,336	17,163		9,863	
1490			15,456	17,304		9,979	
1500			15,576	17,445		10,094	
1510			15,697	17,585		10,210	
1520			15,817	17,726		10,325	
1530			15,937	17,866		10,441	
1540			16,057	18,006		10,558	
1550			16,176	18,146		10,674	
1560			16,296	18,286		10,790	
1570			16,415	18,425		10,907	
1580			16,534	18,564		11,024	
1590			16,653	18,703		11,141	
1600			16,771	18,842		11,257	
1610			16,890			11,374	
1620			17,008			11,491	
1630			17,125			11,608	
1640			17,243			11,725	
1650			17,360			11,842	
1660			17,477			11,959	
1670			17,594			12,076	
1680			17,711			12,193	
1690			17,826			12,310	
1700			17,942			12,426	
1710			18,056			12,543	
1720			18,170			12,659	
1730			18,282			12,776	
1740			18,394			12,892	
1750			18,504			13,008	
1760			18,612			13,124	
1770						13,239	
1780						13,354	
1790						13,470	
1800						13,585	

### Termo-Resistências

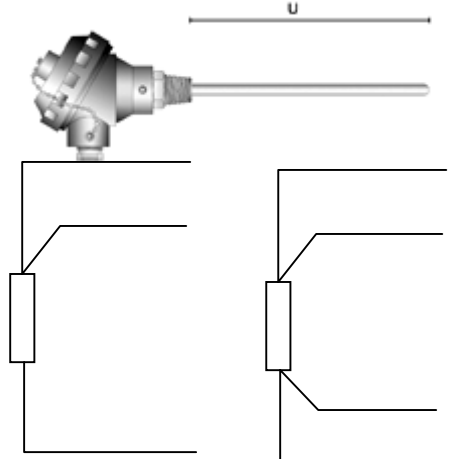
Outro sensor de temperatura utilizado na indústria é a termo-resistência. É constituída de um bulbo de resistência de platina cujo valor de resistência varia em função da temperatura.

Sua principal vantagem é a exatidão da medição, a linearidade e aplicação em temperatura baixas.

Sua montagem e instalação é semelhante à do termopar.

A topologia de ligação pode ser a dois, três ou quatro fios.

A utilização dos fios suplementares permitem



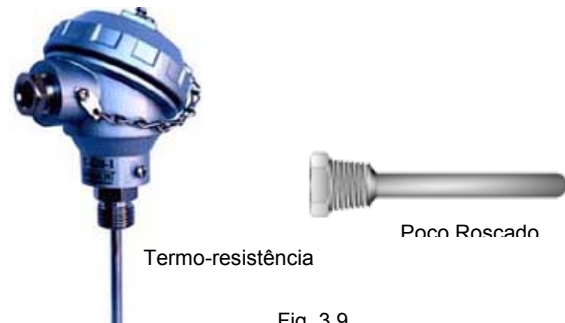
Topologia a 3 fios      Topologia a 4 fios

Fig. 3.7

ao instrumento receptor cancelar o efeito da resistência dos cabos. Se utilizados só dois fios, devemos limitar a distância de transmissão de sinal a cerca de 3 a 5 metros.

A forma construtiva das termo-resistências e dos termopares é bastante semelhante. Em ambos os casos pode ser conveniente a utilização de poços metálicos para proteger o elemento sensor contra a agressividade do

PT-100					
°C	Ω	°C	Ω	°C	Ω
-200	18.49	0	100.00	320	219.12
-190	22.80	10	103.90	330	222.65
-180	27.08	20	107.79	340	226.17
-170	31.32	30	111.67	350	229.67
-160	35.53	40	115.54	360	233.17
-150	39.71	50	119.40	370	236.65
-140	43.87	60	123.24	380	240.13
-130	48.00	70	127.07	390	243.59
-120	52.11	80	130.89	400	247.04
-110	56.19	90	134.70	410	250.48
-100	60.25	100	138.50	420	253.90
-90	64.30	110	142.29	430	257.32
-80	68.33	120	146.06	440	260.72
-70	72.33	130	149.82	450	264.11
-60	76.33	140	153.58	460	267.49
-50	80.31	150	157.31	470	270.86
-40	84.27	160	161.04	480	274.22
-30	88.22	170	164.76	490	277.56
-20	92.16	180	168.46	500	280.90
-10	96.09	190	172.16	510	284.22
		200	175.84	520	287.53
		210	179.51	530	290.83
		220	183.17	540	294.11
		230	186.82	550	297.39
		240	190.45	560	300.65
		250	194.07	570	303.91
		260	197.69	580	307.15
		270	201.29	590	310.38
		280	204.88	600	313.59
		290	208.45	610	316.80
		300	212.02	620	319.99
		300	212.02	630	323.18
		310	215.57	640	326.35



Termo-resistência

Poco Roscado

Fig. 3.9

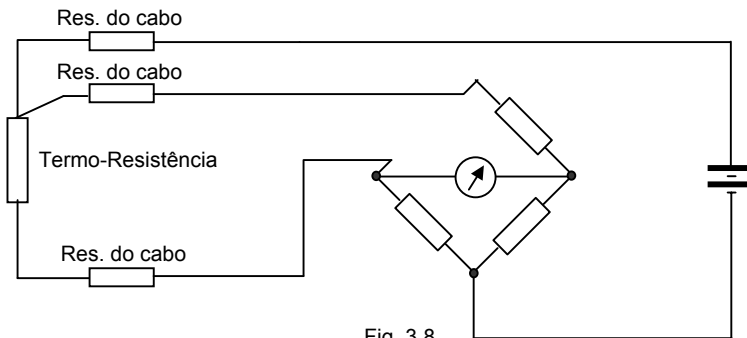


Fig. 3.8

fluido ou mesmo para facilitar a sua retirada para manutenção sem expor o processo.

## 4. Nível

O nível é a medição indireta do volume ou quantidade de material líquido (eventualmente sólido) contido em um reservatório ou vaso qualquer.

A medida do nível é a do comprimento linear, e pode, às vezes, ser convertido em volume de forma direta em casos de reservatórios regulares, ou linearizado para outros casos.

Os medidores de nível mais simples são os visores de nível que apresentam uma visualização do seu valor para uso local.

Os visores mais comuns são:

**Bóia ou flutuador**, onde uma bóia traciona um cabo com um contrapeso que se move sobre uma régua graduada externa.

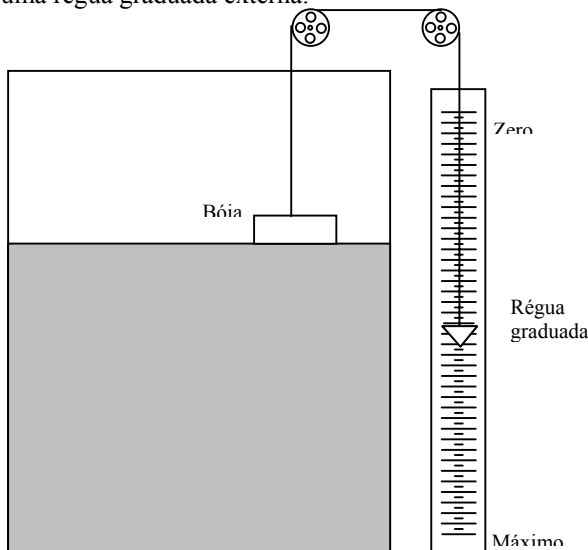


Fig. 4.1

Tipo vasos comunicantes, onde um tubo transparente conectado à base do reservatório se eleva ao longo de sua altura permitindo visualizar a posição da superfície do líquido.

O inconveniente pode ser impurezas no líquido, que ao longo do tempo podem escurecer o visor transparente. Por outro lado a construção do

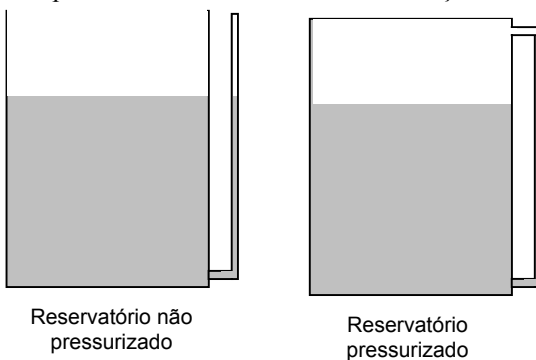


Fig. 4.2

elemento transparente pode ser problema em altas pressões.

Existem algumas variações nesse tipo de visor de nível objetivando superar esses problemas.

Mas para os sistemas de controle avançados a telemetria se torna necessária. A forma mais comum consiste em transmissores de **pressão hidrostática**.

Em um tanque despressurizado um transmissor de pressão manométrica instalado na sua base envia informação direta do valor do nível, desde que a massa específica do líquido seja constante e conhecida:

$$P = \rho gh$$

Em tanques pressurizados contendo líquido não sujeito à condensação, podemos, da mesma forma, utilizar um transmissor de pressão diferencial, cuja tomada de baixa pressão estará se comunicando com o topo do reservatório. Nesse caso é necessário cuidar para que não haja líquido nessa tomada de baixa pressão, o que introduziria uma coluna de líquido e conseqüente erro do sinal.

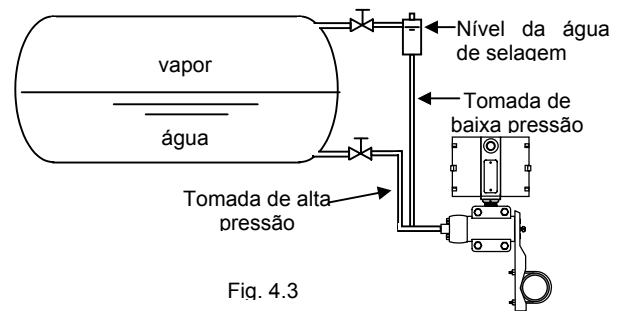


Fig. 4.3

No caso de tanques contendo fase líquida e vapor (tanques de condensado ou tubulão de caldeiras) a existência de condensado torna-se inevitável. É o caso de utilizarmos o pote de selagem e água como líquido selante para proteger o transmissor.

Nesse caso, como a tomada de alta pressão necessita estar ligada à base do reservatório (para que o sinal cresça com o aumento do nível) e a tomada de baixa pressão está com uma coluna de água permanente teremos uma pressão maior no lado de baixa pressão.

Quando o nível é mínimo teremos uma pressão diferencial negativa; quando é máximo, ela estará próxima de zero: A calibração do transmissor deve observar a supressão do zero. Será calibrado então de um valor negativo a zero (por exemplo: -1500 a 0 mmca, correspondente a 4-20 mA respectivamente).

Uma variação do medidor de nível por pressão hidrostática quando o transmissor não deve entrar em contato com o líquido (agressivo) é o tipo “**borbulhamento**”.

Consiste em introduzir um tubo de material adequado no líquido, e, através de uma pequena vazão de ar ou nitrogênio, expulsar o líquido do interior do tubo. A pressão no interior do tubo é aquela necessária para sustentar a coluna líquida e, portanto, é proporcional ao nível.

Uma pequena válvula agulha permite ajustar a vazão de ar.

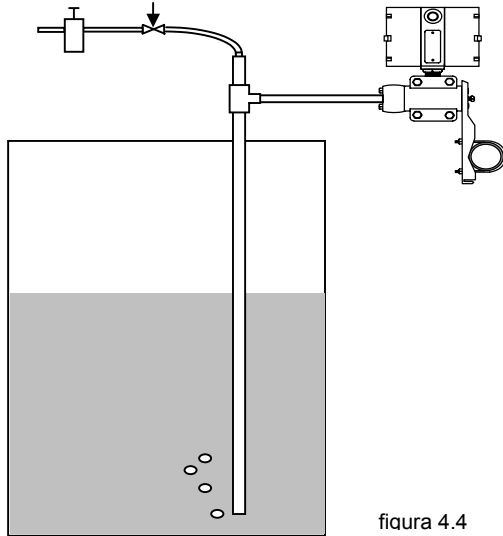


figura 4.4

Nessa instalação, devemos ajustar a vazão para um valor mínimo suficiente para gerar algumas bolhas por unidade de tempo, uma ou duas por segundo.

Um regulador de pressão de ar ou nitrogênio deve ser regulada à montante da restrição, com um valor muito superior ao necessário para vencer o nível máximo: de duas a dez vezes; em caso de tanques muito elevados, pode ser até dispensável a reguladora.

A instalação deve ser estanque (sem vazamentos). É fácil testar a estanqueidade apenas fechando a entrada de ar completamente e observando durante algum tempo se a indicação de nível cai. Não deve cair significativamente.

É pouco provável que o tubo medidor venha a ser obstruído, posto que há uma constante vazão de ar pelo tubo e, caso venha a ser obstruído, a pressão no seu interior irá tender para a pressão máxima disponível na reguladora de pressão. Daí a importância de uma boa pressão de ar na fonte.

Em caso de suspeita de obstrução podemos abrir temporariamente a vazão de ar provocando um turbilhão que denunciará a sua desobstrução.

Outros tipos de transmissores de nível são disponíveis no mercado.

O **Transmissor de nível por sonda capacitiva** utiliza-se de uma haste longa introduzida no líquido, que na verdade constitui-se num capacitor com sua armadura interna e externa isoladas. A capacitância do sistema será variável em função do líquido que o envolve já que a constante dielétrica do líquido alterará o meio.

Um circuito eletrônico em alta frequência é capaz de detectar a alteração da capacitância e convertê-la em sinal de corrente 4-20 mA.

Esse tipo de medidor apresenta o inconveniente de estar sujeito à variação da constante dielétrica do meio e necessitar de calibração em bancada.

Outra tecnologia para medição de nível é o uso de **ultra-som ou radar**. Um emissor/receptor de ondas sonoras ou eletromagnéticas avalia o tempo de trânsito do sinal enviado e refletido pela superfície e gera a informação de nível.

Esse tipo de transmissor é muito sensível à irregularidades da superfície (ondas, material sólido flutuante, espuma) e à presença de névoa na região gasosa do reservatório. Além disso, tem-se constatado uma excessiva sensibilidade a ruído elétrico irradiado ou conduzido, exigindo cuidados muito especiais ao aterramento e blindagem do sistema.

Chaves de Nível por condutividade são usadas quando se deseja um sinal digital (contato) acionado pelo nível. Consiste em duas ou três hastes metálicas introduzidas no líquido, nesse caso, condutivo. A presença do líquido banhando mais de uma das hastes permite detectar a passagem de corrente e acionar um relé para ser enviado ao sistema de controle.

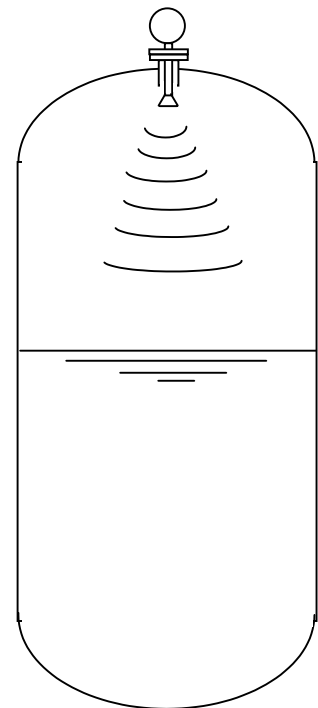


Fig. 4.5



fig. 4.6 Transmissor de pressão adequado à medição de nível com flange e diafragma especial



## 5. Vazão

A medição de vazão é extremamente importante no processo industrial, porém é a variável mais difícil de ser medida com precisão, devido ao fato que os padrões não são simples, nem fáceis, e muito menos portáteis ou transportáveis.

A vazão é a taxa de transferência de um fluido, tomada em unidades de volume no tempo. É a velocidade com que se transporta um volume. Eventualmente pode-se converter o volume em massa, quando então temos a chamada vazão mássica. A Unidade de vazão será sempre volume por unidade de tempo (ou massa por unidade de tempo): m<sup>3</sup>/h, litros/minuto, Galões/minuto, Barris/dia, etc.

Uma equação básica que relaciona vazão (em m<sup>3</sup>/s), velocidade (em m/s) e área da tubulação (em m<sup>2</sup>):

$$Q = Av$$

Os medidores chamados deprimogênitos (geradores de pressão diferencial) são muito comuns. Consistem em introduzir na tubulação uma restrição, que diminui o diâmetro da tubulação.

A vazão do fluido provoca uma diferença de pressão entre um ponto a montante e outro a jusante. Essa diferença de pressão é proporcional ao quadrado da vazão volumétrica.

Usamos transmissores de pressão diferencial para transmitir a vazão aos outros sistemas de controle.

Podemos equacionar o relacionamento de três formas de energia contidas num fluido:

A energia de pressão, a energia cinética e a energia potencial.

$$\frac{P}{\gamma} + \frac{v^2}{2g} + h = K$$

A soma dessas três energias é constante num sistema incompressível, de viscosidade nula e sem atrito, pelo princípio da conservação da energia, desde que não haja fontes (bombas ou compressores) ou sorvedouros (perda de carga, geração de trabalho ou vazamentos) de energia.

O primeiro termo é a energia de pressão. Ele deriva expressão  $E=P.V$ , ou seja, o produto da pressão pelo volume do fluido, resulta num valor de energia.

O segundo, a energia cinética, provém da conhecida fórmula  $E=\frac{1}{2}mv^2$  (m é a massa e v a velocidade).

O terceiro a energia potencial derivada da também conhecida equação  $E=mgh$  (m é a massa do fluido, g a aceleração da gravidade e h a altura em que se encontra).

Todos os termos estão tratados para terem a forma da unidade de comprimento. Isso pode ser compreendido como a energia na forma de altura manométrica do fluido.

Como a soma dos termos é constante, é de se esperar que, havendo aumento de um dos termos, há necessariamente diminuição correspondente em um dos outros.

P é a pressão estática.  $\gamma$  é o peso específico do fluido. v é a velocidade do fluido, g é a aceleração da gravidade, H é a altura em que se encontra a massa do fluido, e a equação é uma síntese do **teorema de Bernoulli**.

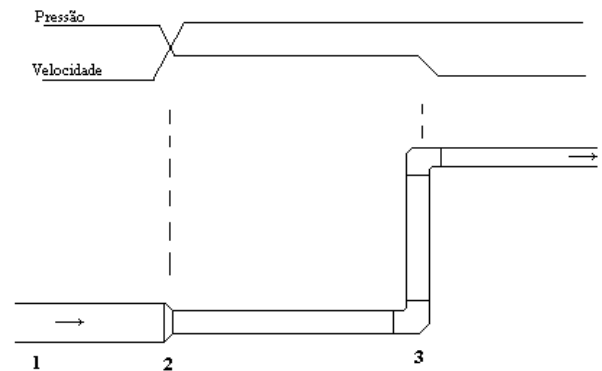


figura 5.1

Pelo exemplo da figura, temos um ponto 1 onde existe uma vazão de um líquido incompressível, e uma pressão inicial. A vazão é constante em todo o trecho da tubulação, posto que o volume ou a massa que entra no tubo tem necessariamente que sair na outra extremidade (supõe-se que não há vazamento).

No ponto 2, houve uma diminuição do diâmetro da tubulação. Como a vazão corresponde ao produto da área pela velocidade, e houve uma redução na área, deve haver um aumento de velocidade e portanto de energia cinética.

A esse aumento de energia cinética, como estamos na mesma altura, corresponde portanto uma diminuição da energia de pressão, na mesma proporção.

No ponto 3 da tubulação houve uma subida, ou seja, aumentamos a energia potencial do fluido. Como a tubulação manteve o mesmo diâmetro e a vazão está invariável, não podemos perder velocidade. Logo, há nesse ponto uma nova

perda da pressão do fluido. Essa pressão perdida corresponde exatamente ao peso da coluna do líquido.

Quando colocamos a restrição na tubulação, à montante há uma pequena perda de velocidade (o fluido se comprime, se amontoa), logo um ligeiro aumento de pressão ocorre.

Para passar num orifício de diâmetro notadamente inferior ao da tubulação há um expressivo aumento de velocidade que é compensado com uma queda da pressão.

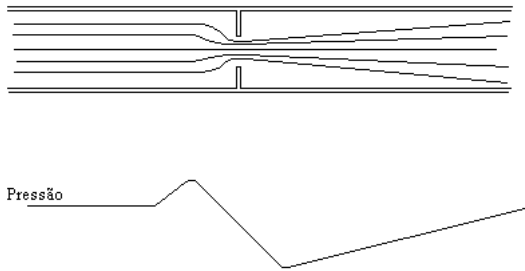


figura 5.2

Nesse processo há uma troca de energia de pressão e cinética (de velocidade).

Já que a vazão é proporcional à velocidade, e a diferença de pressão é proporcional ao quadrado da velocidade, é de se esperar que a diferença de pressão gerada seja proporcional ao quadrado da vazão.

Colocando-se um transmissor de pressão diferencial entre um ponto à montante e outro à jusante, temos um sistema de medir vazão. Caso esse transmissor seja capaz de calcular a raiz quadrada do sinal de pressão, temos um medidor de vazão linear.

Esse exemplo simplificado pode ser compreendido pela equação de Bernoulli. No entanto, quando tratamos de casos reais, uma série de fatores devem ser considerados (Fator de Compressibilidade, atrito com variações de energia pela variação de temperatura, viscosidade, posição das tomadas de pressão, etc.).

Na **medição de vazão de gases**, que são fluidos compressíveis (o peso específico varia com a pressão e temperatura) muitas outras considerações devem ser levadas em conta.

Vamos considerar um gás ideal, para o qual podemos afirmar, pela combinação da Lei de Charles e da lei de Boyle, que o produto da Pressão pelo volume dividido pela temperatura é uma constante.

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2}$$

Ou seja, numa condição isolada, sem troca de energia com o ambiente:

- Se aumentamos a pressão de um gás mantendo a temperatura constante, o seu volume diminui na mesma proporção. Parece óbvio: quando falamos em 1 m<sup>3</sup> de ar, se não soubermos a que pressão estamos nos referindo, nada poderemos afirmar sobre a massa de ar contida nesse volume.
- Se aumentarmos a temperatura do gás confinado num volume constante, a sua pressão deve aumentar.

Evidentemente essa troca de energia combina as três formas: Se diminuirmos o volume de um gás (como numa seringa obstruída), a sua pressão aumenta, mas também aumenta a sua temperatura. Se um gás comprimido, através de um vazamento, tem sua pressão bruscamente diminuída, seu volume aumenta da mesma forma, e a sua temperatura também cai, o que explica parcialmente o congelamento nos vazamentos ou nos extintores de incêndio gasosos.

Considerando tudo isso, a vazão de gases tomada em unidades de volume por unidade de tempo, p.exemplo, em m<sup>3</sup>/h não terá muita utilidade no que se refere à quantidade em massa do gás.

Para que a informação seja completa precisamos saber a que pressão e a que temperatura estamos fornecendo o gás comprimido ou estamos nos referindo.

Deveríamos então expressar a produção de ar comprimido em toneladas por hora, como é feito com o vapor.

Porém é mais adequado expressar a vazão de gases como o volume equivalente ao volume que ele ocuparia se estivesse numa determinada temperatura e pressão.

Escolhemos como padrão a temperatura de 0°C e a pressão atmosférica ao nível do mar, ou seja, cerca de 1,033 Kgf/cm<sup>2</sup> absoluta, ou zero de pressão manométrica. Parece-nos uma boa referência.

A quantidade de ar, nessas condições, que ocupa o volume de 1 m<sup>3</sup>, é chamado de 1 Nm<sup>3</sup> (leia-se um Normal-metro-cúbico).

O ar atmosférico tem um densidade aproximada de 1,293 Kg/Nm<sup>3</sup>. Ou seja, um metro cúbico de ar (um cubo de 1 metro de lado), “pesa” quase um quilo e trezentos gramas. Isso ao nível do mar e a zero grau centígrado.

No entanto, nas nossas condições de operação, dificilmente estaremos nessa condição padrão. Por isso devemos saber converter a vazão “atual” na vazão “normal” e vice-versa para que possamos conhecer a velocidade do ar dentro da tubulação.

A vazão normal (Nm<sup>3</sup>/h) deve ser dividida pela pressão e multiplicada pela temperatura para obtermos a vazão atual. Pressão em Kgf/cm<sup>2</sup> e temperatura em °C.

$$Q_a = Q_n \times \frac{T + 273}{273} \times \frac{1,033}{P + 1,033}$$

A vazão atual (m<sup>3</sup>/h) deve ser multiplicada pela pressão e dividida pela temperatura para obtermos a vazão normal. Pressão em Kgf/cm<sup>2</sup> e temperatura em °C.

$$Q_n = Q_a \times \frac{273}{T + 273} \times \frac{P + 1,033}{1,033}$$

Outras unidades de pressão podem ser utilizadas. Nesse caso a pressão atmosférica (1,033 kgf/cm<sup>2</sup>) deve ser expressa na mesma unidade.

Essas considerações se referem aos gases perfeitos. Os gases reais não são perfeitos, e, devemos utilizar fatores de correção que são chamados fatores de super-compressibilidade.

Porém, para pequenas variações de pressão em torno do valor de projeto e pressões muito distantes daquelas que determinam a mudança de estado do fluido essas considerações nos levam a resultados muito próximos da realidade.

Um elemento de medição de vazão, por exemplo, uma placa de orifício, instalada na tubulação de ar comprimido está medindo diretamente a vazão atual ou vazão volumétrica.

Considerando que a pressão é constante, assim como a temperatura, poderemos, multiplicando por simples constantes, indicar a vazão em Nm<sup>3</sup>/h. Se a pressão ou a temperatura variar, ou seja, estiver com valores diferentes daqueles considerados no projeto da placa, estaremos medindo com erro.

Um conceito importante é o regime do fluxo. Ele está relacionado ao chamado número de Reynolds.

$$Re = \frac{vD}{\mu} \quad \text{É um número adimensional}$$

que relaciona a velocidade (em m/s), o diâmetro da tubulação (em m) e a viscosidade do fluido (em m<sup>2</sup>/s).

A viscosidade é a medida das forças de cisalhamento exercidas entre as moléculas do

fluido. Um fluido de alta viscosidade tem dificuldade em se “espalhar” ou fluir, como um óleo pesado por exemplo. Um fluido de baixa viscosidade se comporta ao contrário, como a água ou álcool.

Em princípio fluidos de diferentes viscosidades, em diferentes velocidades e diâmetros podem ter o mesmo número de Reynolds. Nesse caso, o comportamento dinâmico do fluxo deve ser semelhante.

O regime laminar ocorre em números de Reynolds inferiores a cerca de 2.000. O regime chamado turbulento ocorre em números de Reynolds acima de 3.000.

A medição de vazão é quase sempre implementado em regime turbulento, de preferência em número de Reynolds superiores a cerca de 30.000 até alguns milhões.

Em baixo número de Reynolds a energia cinética contida no fluido é insuficiente para gerar os fenômenos de que necessitamos para medição da vazão.

O perfil dos vetores de velocidade na tubulação tem um formato de um parabolóide, com velocidade máxima no centro e zero no limite da parede da tubulação.

No regime turbulento o parabolóide é achatado variando pouco a velocidade à medida que se aproxima do centro.

No regime laminar a velocidade no centro é notavelmente maior que próximo da parede da tubulação, formando uma parábola oblonga.

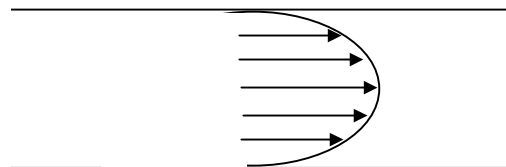


Fig. 5.3

## Placas de Orifício

A maneira mais simples e econômica de se medir vazão é a placa de orifício.

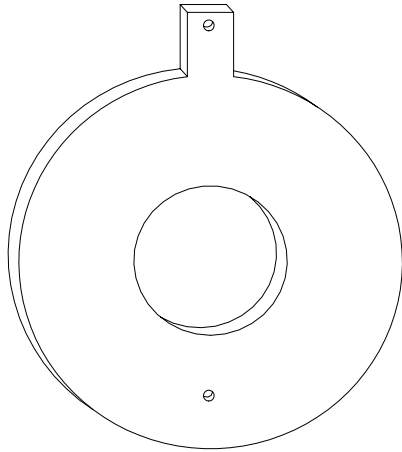


figura 5.4

Além da simplicidade, da robustez e da ausência de peças móveis, a placa de orifício tem a vantagem de ser normalizada.

Isto significa que não é necessário calibrar ou testar a medição com a placa. Basta calcularmos, construirmos e instalarmos em conformidade com as normas que a placa de orifício nos dará o resultado esperado com as incertezas conhecidas.

Consiste numa placa circular na forma de uma raquete com um orifício de restrição que pode estar centrado ou excêntrico, podendo às vezes ser segmental, ou seja, um segmento de círculo ao invés de um furo circular completo.

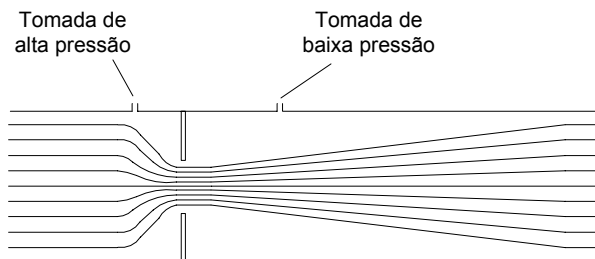


Fig. 5.5

Ao passar pelo orifício, notadamente menor que o diâmetro da tubulação, o fluido aumenta a sua

velocidade produzindo uma queda de pressão que é proporcional ao quadrado da vazão.

A pressão estática ao longo da tubulação perfaz uma ligeira elevação na proximidade da placa e uma brusca queda de pressão logo após a placa de orifício.

A pressão retornará ao seu valor final de pois de uma razoável distância após a placa. Uma parte da perda de pressão é permanente (não se recupera) pois corresponde à perda de energia na forma de calor e ruído.

### Diâmetro do Orifício

O parâmetro da placa a ser determinada no seu cálculo é o diâmetro do orifício. A relação entre o diâmetro do orifício e o diâmetro interno da tubulação é representada pela letra grega  $\beta$

(beta):  $\beta = \frac{d}{D}$ . Este valor, naturalmente, é

sempre menor que a unidade, e, por recomendação deve estar situado entre 0,25 e 0,75 (o diâmetro do orifício deve estar entre 25 e 75% do diâmetro da tubulação). Porém, o mais adequado é situá-lo entre 0,5 e 0,7.

### Diâmetro Externo

Este é definido pelas dimensões do flange que a prenderá na tubulação.

É necessário consultar as dimensões dos flanges mecânicos e calcular o diâmetro externo de maneira que a placa repouse com o mínimo de folga entre os parafusos que prendem o flange.

#### Diâmetro externo da placa para flanges ANSI B-16.5

Diâmetro nominal	150# (mm)	300# (mm)
1"	63	70
1.1/4"	73	79
1.1/2"	82	92
2"	102	108
2.1/2"	121	121
3"	133	145
3.1/2"	159	161
4"	171	177
6"	218	247
8"	275	304
10"	336	358
12"	406	419
14"	447	482
16"	511	537
18"	546	594
20"	603	651
24"	714	771

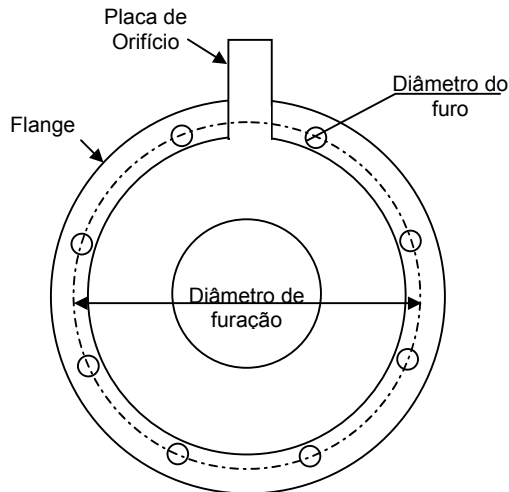


Fig. 5.6

O diâmetro de furação do flange menos o diâmetro dos furos, em geral, deve ser o diâmetro externo da placa de orifício.

### **Espessura da Placa**

A espessura da placa deve ser menor que 2% do diâmetro interno da tubulação. Entretanto há que se considerar a resistência mecânica da placa frente ao fluxo. Por outro lado as placas são construídas a partir de chapas de aço inoxidável de espessuras padronizadas em 1/8", 3/16", 1/4", 3/8" e 1/2".

Em tubulações de diâmetro até 250mm, recomenda-se a espessura de 3 mm.

Em tubulações de diâmetro entre 250mm e 750 mm, recomenda-se a espessura de 5 ou 6 mm.

Acima de 750 mm de diâmetro, utilizar 10 ou 12mm de espessura.

### **Chanfro**

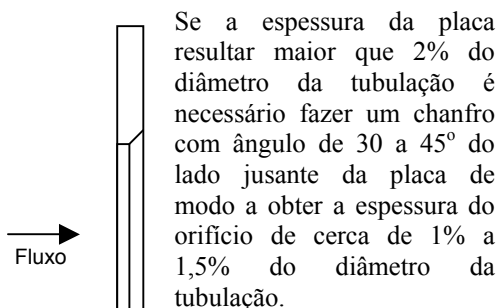


Fig. 5.7

Se a espessura da placa resultar maior que 2% do diâmetro da tubulação é necessário fazer um chanfro com ângulo de 30 a 45° do lado jusante da placa de modo a obter a espessura do orifício de cerca de 1% a 1,5% do diâmetro da tubulação.

O fabricante da placa não é apenas um fornecedor de peças mecânicas: ele deve executar os cálculos e apresentá-los. A aquisição da placa através de fornecedores idôneos garante as suas dimensões, detalhes e tolerâncias conforme as normas.

### **Furos de dreno e de respiro**

Para utilização em gases que possam conter líquido pode-se utilizar um "furo de dreno" localizado na parte inferior da placa.

Para utilização em líquidos que possam conter gases pode-se utilizar um "furo de respiro" localizado na parte superior da placa.

Tanto o furo de dreno quanto o de respiro não devem ter diâmetro superior a 3% do diâmetro do orifício e estão localizados de forma a tangenciar o diâmetro interno da tubulação.

### **Plaqueta de Identificação**

A plaqueta de identificação serve para facilitar o manuseio e armazenamento da placa, além de constar gravado (em baixo relevo) os dados da placa como o tag, o  $\beta$ , o diâmetro do orifício, o diâmetro interno da tubulação e outras informações conforme necessidade do usuário.

Sua largura deve ser tal que permita essa gravação de forma legível, limitada à distância entre dois parafusos adjacentes do flange. Sua altura deve ser tal que sobressaia do flange permitindo a leitura.

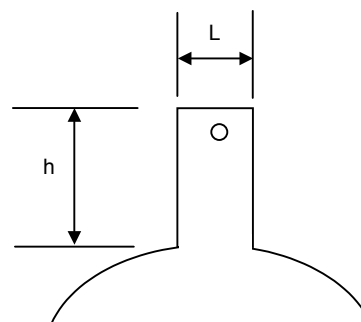


figura 5.8

Diâmetro Nominal	150 # Ansi B-16.5		300 # Ansi B-16.5	
	h	L	h	L
1"	90	10	100	10
1.1/4"	90	10	100	10
1.1/2"	90	15	100	10
2"	95	15	100	10
2.1/2"	100	15	100	10
3"	100	25	100	25
3.1/2"	100	25	105	25
4"	100	25	105	25
6"	100	25	105	25
8"	105	25	110	25
10"	105	35	110	25
12"	110	35	120	25
14"	110	35	120	25
16"	115	50	125	25
18"	115	50	130	25
20"	120	50	130	25
24"	120	50	140	25

### **Manifold de 3 vias**

As recomendações para instalação dos transmissores de pressão diferencial são as mesmas já discutidas para transmissores de

pressão. Porém um acessório chamado “manifold de 3 vias” é recomendado.

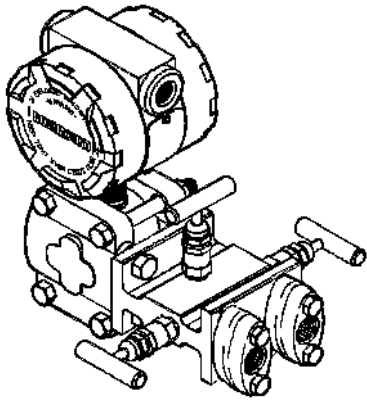


Fig. 5.9

O manifold de 3 vias é um conjunto de 3 válvulas: duas que permitem isolar o transmissor de pressão diferencial do processo, e uma terceira que coloca em contato as duas câmaras.

Esse conjunto provê facilidade em testar o “zero” do instrumento, além de isolá-lo do processo para eventual manutenção.

#### Posição das Tomadas

Quanto à posição das tomadas, as mais utilizadas são:

**Tomadas no flange:** a pressão é medida através de um orifício feito diretamente na borda do flange até a face da placa de orifício, a uma distância padronizada de 1” (uma polegada) da face da placa.

As placas de orifício com tomadas no flange são mais comumente utilizadas em tubulações de pequenos diâmetros, em geral de uma a quatro

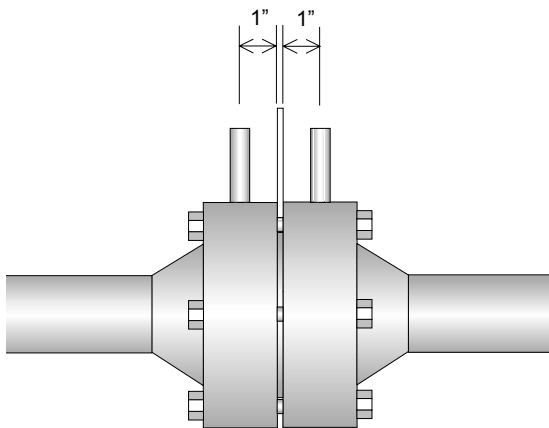


Fig. 5.10

polegadas. As tomadas são executadas no flange em rosca 1/2” NPT ou BSP usualmente.

Os tubos das tomadas de pressão são, em geral, de 6 ou 12 mm de diâmetro, dificultando a sua execução em tubulações de diâmetro pequeno. Por isso, o conjunto flanges mais placa deve ser adquirido do completo e montado do fabricante da placa. Com isso asseguramos as corretas dimensões, cálculos e garantias.

**Tomadas de raio** consiste na tomada de alta pressão a um diâmetro interno da tubulação a montante da placa, e a tomada de baixa pressão está a 0,5 diâmetro interno da tubulação depois da placa.

Esse tipo de tomada é preferencial para grandes diâmetros de tubulação. Ela oferece ainda a vantagem de não ser necessário reposicionar as tomadas caso a placa venha a ser substituída.

As distâncias de 1,0 diâmetro e 0,50 diâmetro devem ser tomadas a partir da face montante da

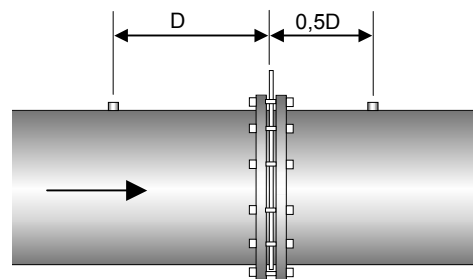
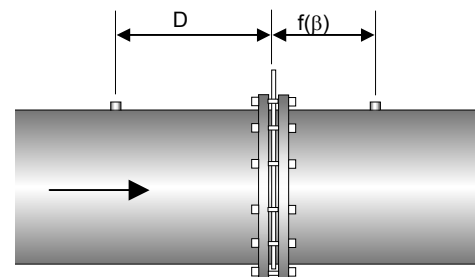


Fig. 5.11

placa, e devem ser consideradas com as juntas.

**Tomadas em “Vena Contracta”,** cuja pressão alta é localizada a 1 diâmetro da tubulação à montante, e a tomada de baixa está a uma distância da placa calculada em função do  $\beta$  da placa de orifício (ver tabela).

Esse tipo de tomadas procura obter o máximo de pressão diferencial e é utilizada, em geral,



$\beta$	Distância da tomada a jusante
0,25	0,78D
0,30	0,76D
0,35	0,73D
0,40	0,70D
0,45	0,67D
0,50	0,63D
0,55	0,59D
0,60	0,55D
0,65	0,50D
0,70	0,45D
0,75	0,40D

Fig. 5.12

em fluidos cuja pressão é baixa a ponto de ser crítico o  $\Delta P$ . A precisão da medição, principalmente para extrapolação, é privilegiada.

**Tomadas de Canto:** Existe também a chamada “Corner Taps” (tomadas de canto) onde as tomadas são executadas junto à placa (distância zero).

As tomadas de canto são feitas no flange, como as flange taps, porém o canal que busca o fluido é desviado de forma a tomá-lo rente à placa. São também, em geral, adquiridas juntos a placa e o flange.

**Tomadas no tubo** ou “Pipe Taps” cuja tomada de alta pressão está a  $2,5D$  e a de baixa a  $8D$ .

As tomadas  $2\frac{1}{2}D$ - $8D$  são tipicamente para a medição da pressão diferencial permanente. São pouco utilizadas.

### Instalação

A instalação da placa de orifício e seu transmissor de pressão diferencial devem seguir critérios e exigências que lhe garantam a performance adequada da medição. Além do rigor da posição das tomadas devemos nos atentar quanto à existência de suficiente comprimento de trecho reto tanto à montante quanto à jusante.

O trecho reto de tubulação é aquele no qual não há acidentes como curvas, válvulas, redução ou aumento do diâmetro da tubulação ou qualquer elemento capaz de alterar o perfil de velocidade do fluido.

O perfil de velocidade adequado tem o formato de um parabolóide com velocidade máxima no centro do tubo e zero na sua parede.

Em consequência de um obstáculo esse perfil se torna irregular ou aparecem vetores de velocidade não paralelos à parede da tubulação afetando de sobremaneira a incerteza da medição.

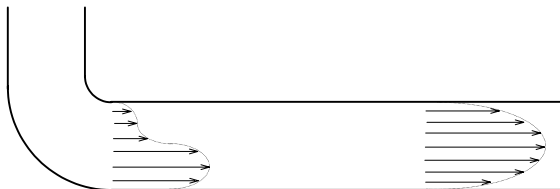
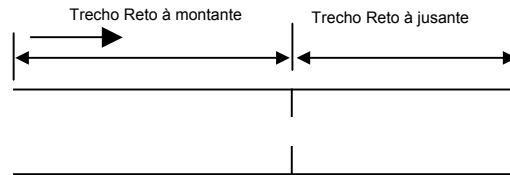


Fig. 5.13

O comprimento mínimo do trecho reto à montante, principalmente, e à jusante depende do tipo de obstáculo e do  $\beta$  da placa.



Distâncias Mínimas à montante da placa em diâmetros da tubulação

$\beta$	Curva Simples	Duas curvas no mesmo plano	Redução	Válvula de passagem plena completamente aberta
0,25	6	7	8	6
0,30	6	8	8	6
0,35	6	8	8	6
0,40	7	9	8	6
0,45	7	9	9	6
0,50	7	10	10	6
0,55	8	11	10	7
0,60	9	13	11	7
0,65	11	16	12	8
0,70	14	18	13	10
0,75	18	21	14	12

$\beta$	Distância à jusante
0,25	2
0,30	2,5
0,35	2,5
0,40	3
0,45	3
0,50	3
0,55	3
0,60	3,5
0,65	3,5
0,70	3,5
0,75	4

Fig. 5.14

A tabela da figura 57 mostra as distâncias mínimas à montante da placa, em diâmetros da tubulação, a serem respeitadas em função do beta da placa e do tipo de obstáculo ou acidente existente.

A distância mínima à jusante depende fundamentalmente do  $\beta$  da placa, e pouco do tipo de acidente, conforme tabela adiante, onde a distância é dada em diâmetros da tubulação.

As distâncias apresentadas nas tabelas referem-se a instalações industriais onde não é necessária precisão acurada da medição conforme norma ISO.

A mesma norma apresenta um segundo par de valores para serem usados onde a incerteza da medição deve ser mínima, como nos casos de uso da medição para venda de produtos por tubulação (contabilidade ou transferência de custódia).

Nesses casos, devido à responsabilidade da metrologia legal, todos os valores indicados devem ser multiplicados por dois, aproximadamente.

Quando não existe a possibilidade física de obedecer as recomendações de trechos retos, teremos que conviver essencialmente com incertezas maiores na medição com placa de orifício.

Um artifício que também pode ser utilizado são os chamados retificadores de fluxo. Um tipo comum de retificador de fluxo é o retificador tubular que consiste numa grande quantidade de tubos de diâmetro, pelo menos, um quarto do diâmetro da tubulação, e comprimento não inferior a oito vezes o próprio diâmetro.

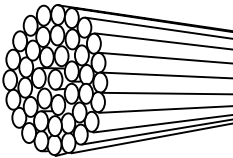


Fig. 5.15

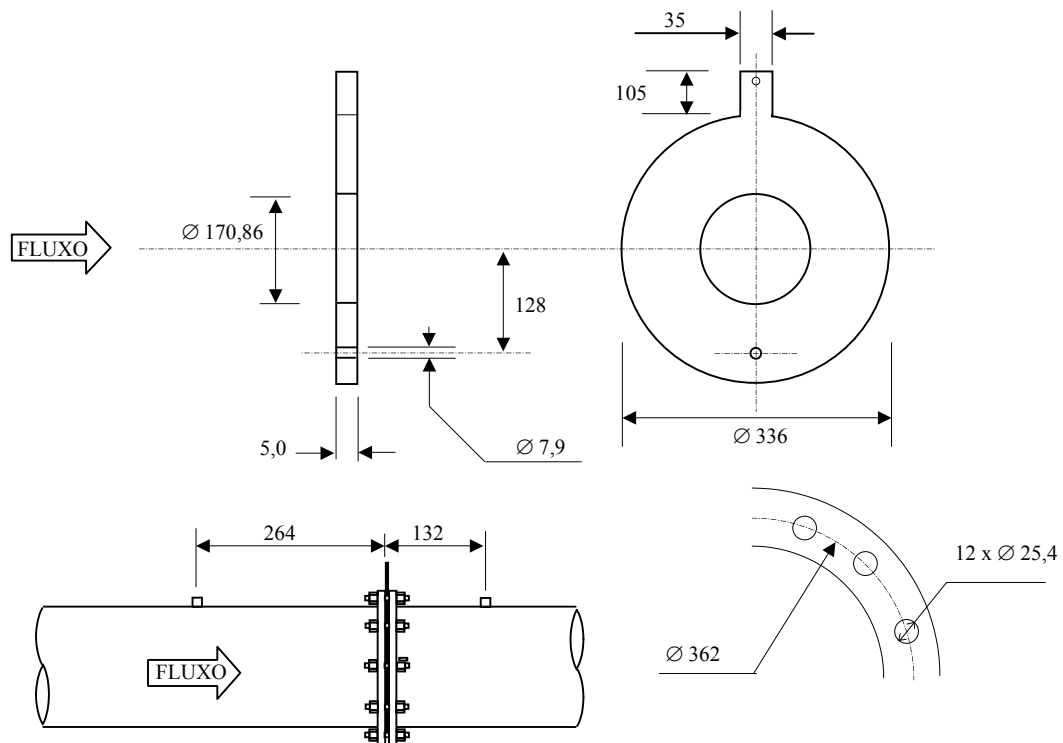
Esse feixe de tubos, quando inserido à montante da placa permite utilizar um comprimento de trecho reto cerca de dois terços ou menos do determinado nas tabelas. Recomenda-se recorrer à literatura especializada para aprofundar no assunto.

Quanto à instalação do transmissor de pressão diferencial, as recomendações são as mesmas já discutidas para transmissores de pressão. Como existirão duas tomadas de pressão, no caso do uso de líquido de selagem (vapor), atenção deve ser dada à altura das duas tomadas, que devem ser idênticas.



**Folha de Dados Típica para Placas de Orifício**

Tag: <b>FE-411</b>	Rel. Cal. espec. $c_p/c_v$ : <b>1,36</b>
Serviço: <b>Vazão de Gás Misto</b>	Umidade: <b>0%</b>
Local: <b>Forno de Entrada</b>	Tomadas: <b>D-D/2</b>
Fabricante: <b>DIGIMAT</b>	Pressão atmosférica local: <b>98 kPa</b>
Fluido: <b>Gás Misto</b>	Temperatura de Referência: <b>0 °C</b>
Vazão Máxima: <b>2000 Nm<sup>3</sup>/h</b>	Pressão de Referência: <b>101,325 kPa abs</b>
Vazão Nominal: <b>1350 Nm<sup>3</sup>/h</b>	Material da placa: <b>AISI 316</b>
Pressão diferencial (vazão máxima): <b>100 mmH<sub>2</sub>O</b>	Espessura da placa: <b>5,0 mm</b>
Pressão de Operação: <b>700 mmH<sub>2</sub>O</b>	Furo de dreno: <b>7,9 mm</b>
Temperatura de Operação: <b>30°C</b>	Diâmetro Externo da placa: <b>336 mm</b>
Massa específica: <b>1,454 kg/Nm<sup>3</sup></b>	Diâmetro Interno da Tubulação (D): <b>263,5 mm</b>
Viscosidade: <b>0,0146 cP</b>	Flanges: <b>10" 150# ANSI B-16.5</b>
<b>DADOS CALCULADOS:</b>	
$\beta$ (d/D):	<b>0,64852</b>
Diâmetro interno da tubulação na temperatura de operação (D):	<b>263,50 mm</b>
Diâmetro do orifício @ 20°C:	<b>170,857 mm</b>
Diâmetro do orifício @ Temperatura de Operação (d):	<b>170,886 mm</b>
Número de Reynolds:	<b>180.456</b>
Perda de Carga Permanente na vazão máxima:	<b>56 mmH<sub>2</sub>O</b>
Método de Cálculo:	<b>ISO 5167</b>



Obs: Os dados de cálculo e dimensões são preliminares. O fabricante deve executar e apresentar os cálculos e folhas de dados para aprovação. Do lado à montante da plaqueta de identificação gravar de forma indelével: Tag,  $\beta$ , d, D e material da placa

POR: Paulo

VER:

APROV.

DATA: 03/01/00

REV. A

A folha de dados de placa de orifício é um documento de projeto com objetivo inicial de passar as informações ao fabricante que irá calculá-la, ou a outros interessados.

Porém, a partir do momento em que é adquirida, devemos atualizar os seus dados para fazê-los coincidentes com a placa fisicamente. Quando assim o fazemos, a folha de dados se torna um documento final que será útil em futuras manutenções ou substituição.

A seguir comentários sobre as principais informações contidas na folha de dados.

**Tag, Serviço e Local** são informações que objetivam identificar a placa de orifício de forma que não haja dúvidas.

**Fabricante** é uma informação que, inicialmente não deve constar, já que, por questão de ética, a licitação ou tomada de preços para sua compra deve ser imparcial. Efetuada a compra, a atualização da folha de dados é importante.

A **vazão máxima** é o valor de fim-de-escala do instrumento ou sistema supervisorio que irá receber a informação de vazão. Por uma questão de facilidade de leitura da informação sobre gráficos esse valor deve ser arredondado para cima. Um valor “inteiro” torna mais fácil avaliar um valor qualquer, por exemplo, em um registrador cuja escala é de 0-100%.

A **vazão nominal** é o valor de trabalho mais frequente. Essa informação visa a otimização dos cálculos nessa vazão.

A **pressão diferencial** é aquela a ser gerada quando ocorre a vazão máxima. Com esse valor devemos calibrar o transmissor de pressão diferencial. Esse valor deve estar próximo de 5 a 10% da pressão disponível na linha, porém não rigidamente.

Por uma questão de padronização, a indústria costuma determinar valores preferenciais para pressão diferencial, por exemplo, 100, 150, 250, 500, 1000 e 2500 mmH<sub>2</sub>O. Essa padronização permite manter estoques de instrumentos calibrados ou permitir a intercambiabilidade entre instrumentos.

A **pressão de operação** é a pressão do fluido. Em gases esse valor é crítico e influencia fortemente no cálculo.

A **temperatura de operação**, além de ser crítico como a pressão em caso de gases, também vai permitir calcular os efeitos da dilatação da tubulação e da placa.

A **massa específica** é uma propriedade do fluido. Caso o fluido seja convencional (água, ar, Nitrogênio, vapor saturado) pode ser

suprimida. O fabricante tem condições de determiná-la. Caso não seja conhecida, podemos informar a composição do gás para que seja avaliada.

A **viscosidade** é o mesmo caso da massa específica. Ela será utilizada para cálculo do Número de Reynolds que é um dado importante no cálculo e na avaliação das condições de operação.

A **relação dos calores específicos** ou **constante isentrópica ( $c_p/c_v$ )** é um número que se relaciona com a capacidade do fluido de trocar energia com o meio. Esse número está, em geral, entre 1,1 e 1,4 e depende natureza ou composição do fluido.

A **umidade relativa**, no caso de gases, informa a influência da presença de vapor de água no fluido, que influi na sua massa específica.

A **posição das tomadas** é uma informação construtiva fundamental que depende do projetista. Os algoritmos de cálculo para diversos tipos de tomadas são diferentes.

A **pressão atmosférica local** se relaciona com a pressão do fluido, que é manométrica, portanto a condição física do fluido depende dela.

A **temperatura de referência** e a **pressão de referência** são importantes para o caso de gases. Ela informa que o volume normal (Nm<sup>3</sup>) é considerado nessa temperatura e pressão. Alguns utilizam o Standard (ao invés do normal) que não se referencia a 0°C e sim a 15°C.

O **material da placa** deve ser definido em função do fluido. Em geral é feita em aço inoxidável. Essa informação permitirá determinar o coeficiente de dilatação da placa com a temperatura. O AISI-316 por exemplo, tem o coeficiente de dilatação 0,0000173 °C<sup>-1</sup>.

A **espessura da placa**, diâmetro do **furo de dreno** (ou de respiro) e o **diâmetro externo** da placa são características que o projetista precisa definir conforme critérios já mencionados. O diâmetro do furo de dreno deve, preferencialmente, ser o que se obtém com uma broca padrão.

O **diâmetro interno da tubulação**, naturalmente é um dado imprescindível. Deve ser o mais preciso possível. Entretanto, se a tubulação for padronizada, é suficiente informar o diâmetro nominal e espessura de parede (p. ex. 14” sch 80).

O **flange** a ser utilizado para fixar a placa deve ser informado se disponível. Caso seja especificado conforme normas padrão, torna-se

desnecessário informar o diâmetro externo da placa e outras dimensões.

Dentre os dados calculados estão:

O  $\beta$  que relaciona o diâmetro do orifício e o diâmetro interno da tubulação, ambos na temperatura de operação.

O **diâmetro interno da tubulação na temperatura de operação** considera o coeficiente de dilatação do material.

O **diâmetro do orifício a 20°C** é calculado para que a placa seja construída e inspecionada nessa temperatura.

O **diâmetro do orifício na temperatura de operação** é calculado diretamente por  $d = \beta D$ .

O **Número de Reynolds** é apresentado na vazão nominal. Esse número informa as condições do processo e a adequação quanto ao método de cálculo.

A **perda de carga permanente** é uma informação que servirá ao cálculo das perdas de pressão ao longo da linha.

O **Método de cálculo** explicita a norma utilizada para calcular a placa. Existem a ISO 5167, a AGA-3, Spink, etc. Em cada norma, existem restrições que podem exigir que seja seguida outra norma.

O desenho físico da placa de orifício é uma informação complementar muito útil. A presença do desenho dimensional torna mais útil o documento no seu uso futuro.

O máximo de informações devem constar na folha de dados, mesmo que sejam redundantes. Inconsistências ou maus resultados podem exigir que se consultem essas informações.

O resultado do cálculo da placa de orifício é um indicador bastante sensível das condições de operação e dimensionamento de tubulação. Sempre que encontramos valores extremos podemos questionar o dimensionamento.

Valores de  $\beta$  muito altos sugerem que a velocidade do fluido está muito alta, a tubulação tem diâmetro muito pequeno para aquela vazão, ou o diferencial de pressão está inadequado.

Valores de  $\beta$  muito baixos sugerem o inverso. Um  $\beta$  próximo de 0,65 é uma excelente condição.

O número de Reynolds também nos informa sobre o regime de escoamento do fluido. Valores muito altos ou muito baixos sugerem problemas.

As equações, ábacos e métodos de cálculo estão disponíveis na literatura especializada para quem quiser se aprofundar no assunto.

O cálculo é complexo e as equações, por serem experimentais, só permitem solução transcendental, ou por aproximações repetitivas utilizando gráficos, tabelas e ábacos.

Existem programas de computador para cálculo de placas de orifício e outros elementos deprimogênicos bastante eficientes e precisos. A ISA, uma organização internacional em instrumentação, disponibiliza programas reconhecidos e certificados.

Existem também programas simplificados que permitem uma excelente aproximação. Esses programas nos permitem avaliar previamente o resultado ou mesmo aplicá-lo em instalações onde a responsabilidade da exatidão não seja relevante.

Porém, se a placa será adquirida de um fabricante idôneo, é melhor deixar para ele esse trabalho de cálculo final.

## Tubo de Venturi

Outro elemento deprimogênito, idealizado pelo Sr. G. B. Venturi no final do século XVIII e desenvolvido para aplicação industrial no final do século XIX, é o tubo de Venturi clássico. Consiste numa restrição a ser introduzida na tubulação, porém de forma suave, ao contrário da placa de orifício.

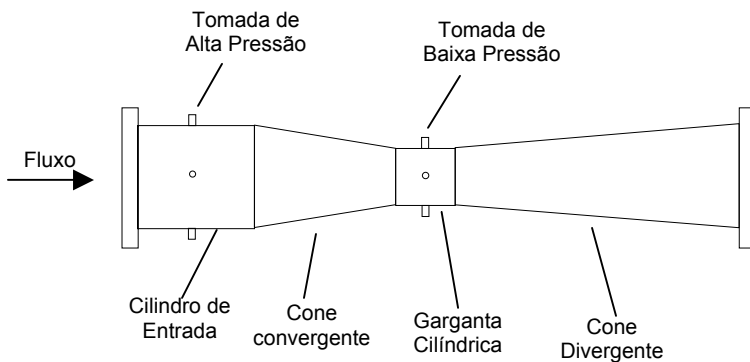


Fig. 5.16

Em relação à placa de orifício apresenta as seguintes vantagens:

- Permite a utilização em líquidos com sólidos em suspensão, já que não possui cantos vivos que possam amontoar o sólido.
- Produz uma perda de carga inferior à placa de orifício.
- Exige menores trechos retos para sua instalação.

E a desvantagem do seu alto custo, principalmente em tubulações de grande diâmetro.

As dimensões típicas para o tubo de Venturi clássico são apresentadas na figura adiante. Existem outros tipos de construção.

Na figura o comprimento do cilindro de entrada é igual ao diâmetro interno da tubulação  $D$ . O comprimento do cilindro da garganta é igual ao diâmetro interno da garganta  $d$ .

As tomadas são feitas a  $0,5D$  ou  $0,5d$  da extremidade dos cilindros, ou seja, estão no centro do comprimento do cilindro.

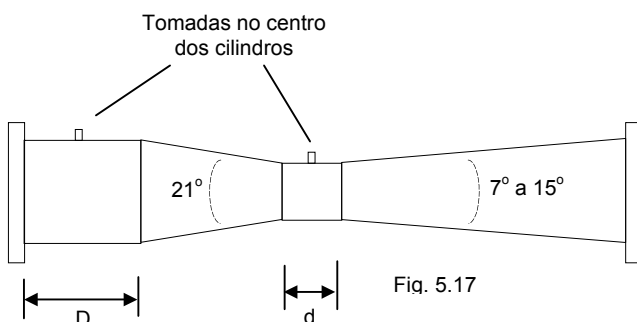


Fig. 5.17

O comprimento do cone de entrada deve ser calculado em função de  $D$ ,  $d$  e o ângulo indicado de  $21^\circ$ . É um cálculo apenas geométrico. O mesmo ocorre com o cone de saída.

A especificação e cálculo do Venturi utiliza semelhantes equações e métodos de cálculo da placa de orifício. A relação entre o diâmetro interno da tubulação ( $D$ ) e o diâmetro interno da garganta ( $d$ ) também é dada por:

$$\beta = \frac{d}{D}$$

Da mesma forma que a placa de orifício, utilizaremos transmissores de pressão diferencial com as mesmas recomendações de instalação.

A tomada de pressão é composta, geralmente, de vários pontos (pelo menos quatro) ao longo da circunferência do cilindro, sendo todos esses pontos interligados ao um anel de tubo chamado anel piezométrico. É duvidoso e pouco documentado o efeito ou vantagem da utilização de tal anel.

Apesar do tubo de Venturi ter sido desenvolvido para líquidos (especificamente para água) há

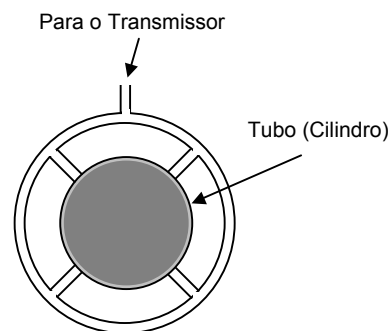


fig. 5.18 Anel Piezométrico

aplicações também em gases.

O tubo de Venturi deve ser construído de forma a ser instalado entre flanges da tubulação. É usado, geralmente, em tubulações de grandes diâmetros, o que o torna caro e pesado.

### Cone em V

V-cone é um medidor de vazão tipo pressão diferencial desenvolvido recentemente.

Ao invés de um orifício, é introduzido um obstáculo em forma de um cone. O desvio do fluido sobre o contorno suave do cone produz uma depressão no centro da base onde se encontra a tomada de baixa pressão.

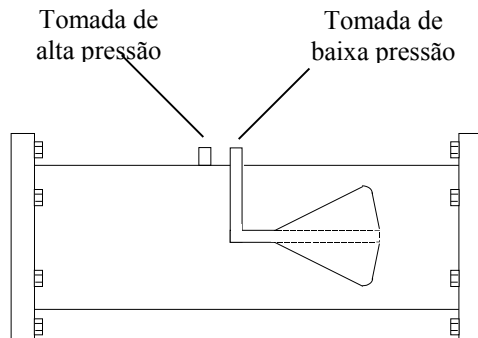


Fig. 5.19

O cálculo do cone é semelhante aos métodos da placa de orifício e Venturi. O  $\beta$ , mesmo para placa de orifício e Venturi, é a raiz quadrada da relação entre área livre e área obstruída, e para o Cone valerá:

$$\beta = \frac{\sqrt{D^2 - d^2}}{D}$$

onde  $D$  é o diâmetro interno da tubulação e  $d$  é o diâmetro do cone na sua base (maior diâmetro).

As vantagens do medidor tipo Cone em V é a necessidade de pouco trecho reto e a possibilidade de utilização em fluidos com sólidos em suspensão ou incrustantes: A velocidade do fluido em torno do cone promove uma limpeza, ou seja, impede que haja acúmulo de materiais nessa região.

Como desvantagem, o seu alto custo, notavelmente para tubulações de grande diâmetro, e o fato de não haver normas e documentação oficial aceitável para o uso desse tipo de medidor.

As recomendações para instalação do transmissor de pressão diferencial são as mesmas para os casos anteriores.

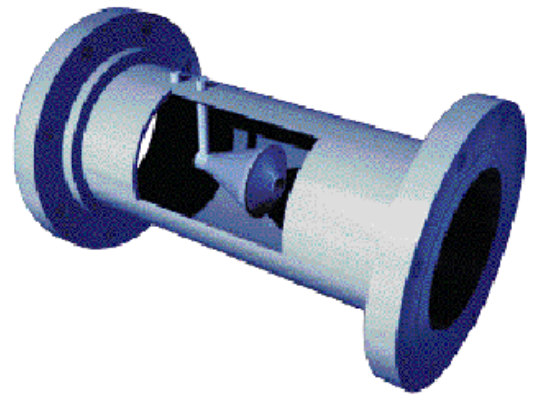
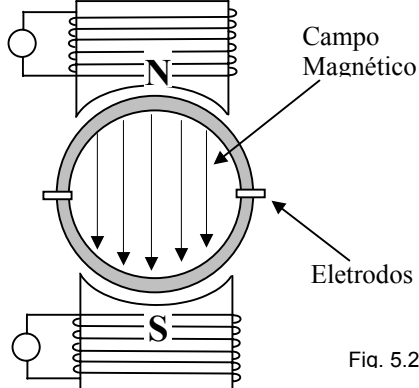


Fig. 5.20

## Medidores Magnéticos

Para medição de vazão, especialmente em fluidos abrasivos, sujos e com sólidos em suspensão, uma boa solução desenvolvida foi o medidor magnético.

Numa tubulação é aplicado um campo magnético no sentido transversal, ou seja, perpendicular ao sentido do fluxo.



Dois eletrodos são introduzidos também perpendicularmente ao campo magnético e à direção de fluxo.

O fluido se movimenta portanto perpendicularmente ao campo magnético. Sendo condutor de eletricidade, e estando se movendo em relação ao campo magnético, conseqüentemente é gerado um campo elétrico perpendicular a ambos, que pode ser detectado pelos eletrodos na forma de tensão.

Ou seja, uma porção do fluido se comporta como um condutor, que, cortando o campo magnético, recebe uma tensão induzida, conforme a lei de Faraday-Lenz.

$$E = kBDv$$

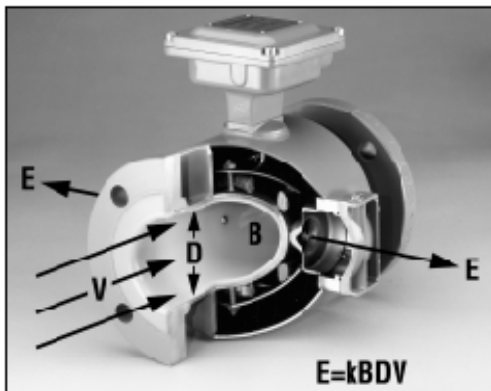


Fig. 5.22

A amplitude da tensão induzida  $E$  é diretamente proporcional à velocidade  $v$ , do comprimento do condutor  $D$  e à magnitude do campo magnético  $B$ .

Bobinas para geração do campo magnético são colocadas nos lados opostos da tubulação. Conseqüentemente, a tensão gerada e medida sobre os eletrodos é proporcional à velocidade do fluido, e portanto proporcional à sua vazão.

Algumas restrições podem ser facilmente deduzidas:

A aplicação se restringe apenas a líquidos condutores de eletricidade.

A tubulação deve ser de material isolante, ou pelo menos, revestida internamente com material isolante para que não ocorra um curto-circuito entre os eletrodos.

A tubulação, se metálica, não deve ser de material magnético, como o ferro ou aço comum, para que não seja influenciada a orientação do campo magnético.

Há que se tomar cuidado com tensões parasitas que podem se formar entre os eletrodos por efeitos eletrolíticos. Para solucionar esse problema, o campo magnético aplicado é alternado, e não contínuo. Conseqüentemente, a tensão induzida é alternada na mesma forma.

Apesar de ser necessário que o fluido seja condutor de eletricidade, a sua condutividade tem pouca ou nenhuma influência, desde seja que respeitado um limite inferior de condutividade, e não seja drenada nenhuma corrente dos eletrodos (alta impedância de entrada do circuito eletrônico).

Por não impor nenhuma restrição significativa à passagem do fluido, esse medidor apresenta a vantagem de produzir baixa perda de carga.

Como desvantagem, além de se aplicar apenas a líquidos condutivos, há o seu custo, notavelmente para grandes diâmetros, e alto



Fig. 5.23

consumo de energia elétrica.

Os materiais de fabricação do revestimento do tubo é, em geral, o Teflon, o Poliuretano ou Neoprene, e deve ser escolhido em função da agressividade e temperatura do fluido.

Os eletrodos podem ser em aço inoxidável, hasteloy, tântalo, platina ou outros.

Um terceiro eletrodo ou anel de aterramento pode ser necessário principalmente para fluidos de baixa condutividade, e é feito do mesmo material dos eletrodos sensores.

O diâmetro do medidor, em geral é o mesmo da tubulação. Entretanto, há que se respeitar os limites de velocidade do líquido, normalmente entre 0,6 e 6 m/s, o que pode resultar em diâmetro diferente do diâmetro da tubulação.

O circuito eletrônico pode ou não estar solidário ao tubo medidor. A sua função é produzir e controlar a corrente responsável pela formação do campo magnético, e processar o sinal de tensão dos eletrodos, convertendo-o num sinal padronizado de 4-20 mA.

No aspecto de manutenção, cuidado especial deve ser tomado na limpeza dos eletrodos e do tubo isolante, retirando-se incrustações.

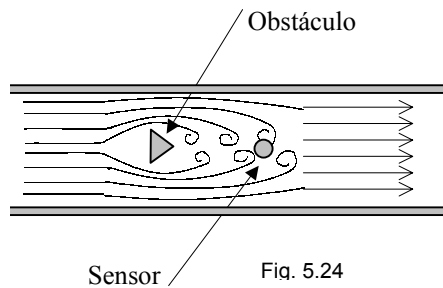
A calibração do instrumento deve ser feita em laboratório devidamente equipado.

Uma aplicação típica dos medidores magnéticos é em polpa de minério e efluentes em geral.

## Medidores Vórtex

Esse medidor de vazão se baseia na formação de vórtices quando o fluido encontra um obstáculo.

O sensor é piezoelétrico ou magnético e detecta vibrações na faixa audível.



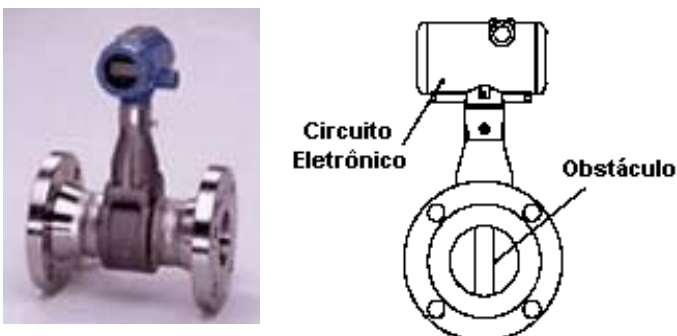
A frequência das vibrações produzidas pela passagem dos vórtices pelo sensor é proporcional à velocidade do fluido.

Um circuito eletrônico converte o sinal para 4-20 mA.

Com grande vantagem também no que se refere à baixa perda de carga, o medidor de vazão tipo Vórtex se limita a aplicações em altos números de Reynolds (acima de 30000), ou seja, é inadequado para baixas velocidades e altas viscosidades.

Sua aplicação é mais comum em tubulações de pequeno diâmetro, em gases pressurizados que atingem altas velocidades.

A sua limitação, além de altos números de Reynolds é a necessidade de trechos retos igual ou maior que a placa de orifício.





## Medidores de Turbina

O medidor tipo turbina consiste numa hélice inserida na direção do fluxo, que gira em velocidade angular proporcional à velocidade do fluido, e portanto à vazão.

Um sensor de proximidade ou magnético é localizado na parte externa, e emite um pulso cada vez que a “pá” da turbina se move sob seu alcance.



Fig. 5.26

É um medidor extremamente preciso e repetitivo. Porém é frágil e sensível, pelas suas peças móveis.

A sua utilização é mais adequada a laboratórios. Na área industrial cuidados especiais devem ser tomados, principalmente quando há purga ou limpeza da tubulação com vapor ou gás em alta pressão.

Sua aplicação é boa em líquidos e gases, mas não em vapor, devido à sua abrasividade.

O sinal de frequência gerado pelo sensor é convertido em 4-20 mA para transmissão à distância por circuitos eletrônicos.

Outra desvantagem é o seu custo e sua inadequação a fluidos muito viscosos.

A calibração da turbina deve ser feita em laboratório devidamente equipado, e consiste na determinação do seu fator  $K$ , que expressa a relação entre a frequência e a vazão ou velocidade.

Esse fator é dado em pulsos por unidade de volume.



Fig. 5.27

## Medidores Mássico ou Coriolis

O medidor se baseia no fenômeno descrito por Coriolis.

Um tubo perfaz uma curva, em geral, na forma de um círculo.

Esse tubo é colocado para vibrar, através dos magnetos. Essa vibração, na forma senoidal é monitorada por sensores de posição ou proximidade em posições opostas.

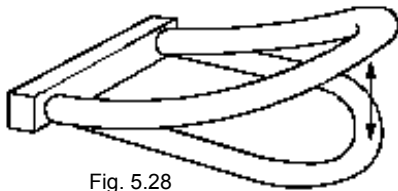


Fig. 5.28

Quando não há vazão do líquido os dois sensores apresentam sinais senoidais em fase. Ao se estabelecer o fluxo, a inércia da massa em movimento provoca uma defasagem entre os sinais detectados pelos sensores.

O ângulo de fase desses sinais é proporcional à vazão em massa, ou seja, em unidade de massa por unidade de tempo.

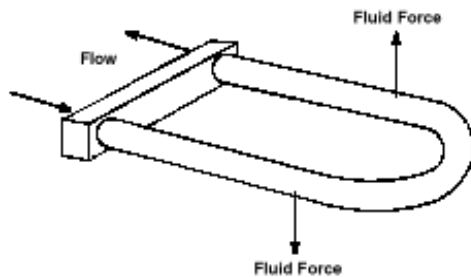


Fig. 5.29

Na prática, o tubo que vibrava de maneira regular, passa a se torcer em função da massa se movimenta em seu interior.



Fig. 5.30

A sua vantagem é a medição em massa, ou seja, considerando a densidade ou massa específica do fluido.

A sua desvantagem é o custo, e a inviabilidade de aplicação em tubulações de grande diâmetro, por uma questão construtiva: seria necessária muito energia para fazer vibrar um tubo de grande diâmetro.

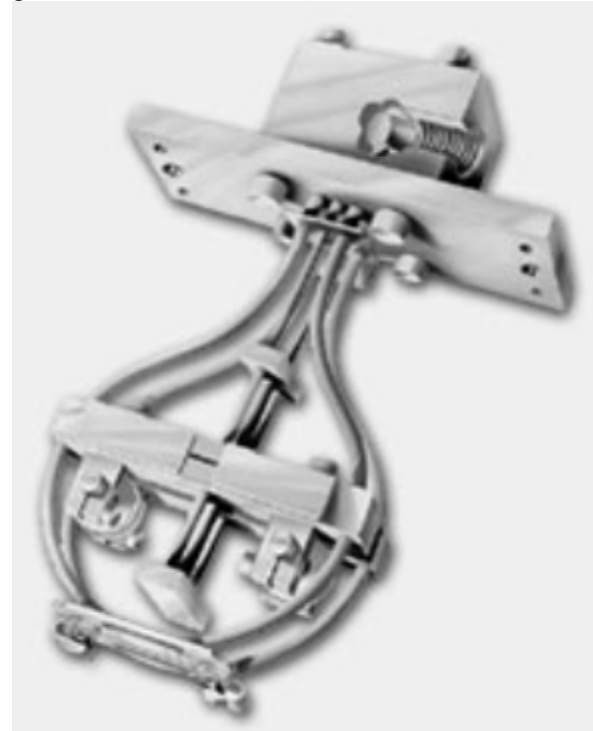


Fig. 5.31

## Medidores de Rodas Ovais

Para vazão de líquidos viscosos como óleos pesados o medidor volumétrico de rodas ovais pode ser uma solução adequada.

Consiste de duas engrenagens elípticas que durante o seu movimento rotativo forçado pelo fluxo, confinam volumes constantes,

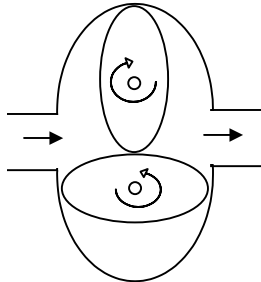


Fig. 5.32

transportando-os da entrada para a saída.

Sua vantagem, por ser volumétrico, é não depender da viscosidade e densidade do fluido. Através de um sensor de proximidade são gerados pulsos a cada rotação das engrenagens. O movimento mecânico pode também ser transmitido até um mecanismo de relojoaria que registra e/ou indica a vazão.

Sua desvantagem principal é, por ter peças móveis, estar sujeito a desgastes. Também, em caso de travamento das engrenagens, o fluxo é interrompido.



Fig. 5.23



Fig. 5.24

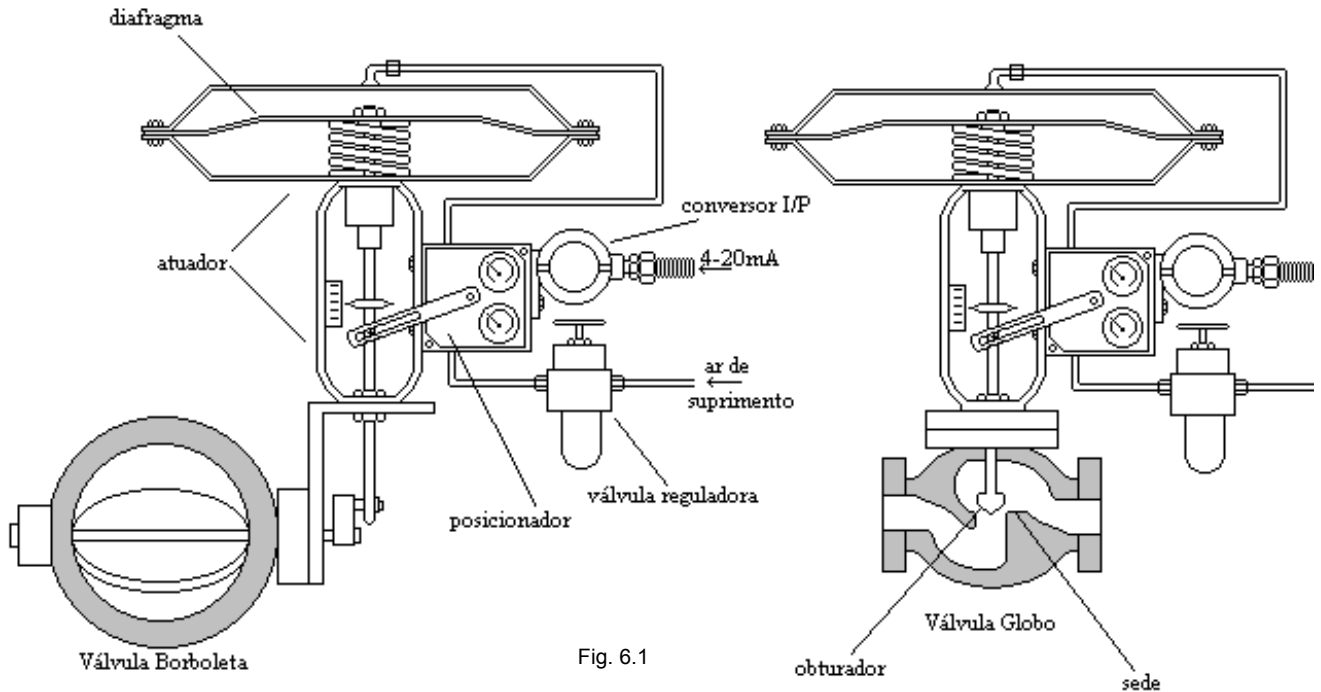


Fig. 5.25

## 6. Válvulas de Controle

O elemento final mais comum e utilizado nos nossos processos é a válvula de controle com atuador pneumático. Ela é responsável pela manipulação das variáveis de controle automático do processo.

Existem inúmeros tipos de válvulas de controle dependendo do formato do seu obturador. As mais conhecidas são a válvula Globo e válvula Borboleta.



A função da válvula de controle é provocar e absorver uma queda de pressão ajustável numa linha de fluido, variando a área de passagem do fluido pela alteração de sua abertura.

A principal característica da válvula, utilizada para seu dimensionamento é o chamado CV. O CV de uma válvula é a medida da sua capacidade de vazão, e corresponde à vazão em GPM (galões por minuto) que lhe provoca uma queda de pressão de 1 PSI.

O CV normalmente é medido com a válvula totalmente aberta. Em alguns casos, notadamente para válvulas borboleta, podemos ter o CV definido para a abertura de 70°.

Uma válvula com um grande CV tem uma grande área de passagem, e uma grande capacidade de vazão.

O atuador pneumático é o elemento mecânico capaz de converter uma pressão (normalmente na faixa de 15 a 30 psi) numa força que age em contraposição à da mola, de forma a atuar sobre a haste que atua sobre o obturador da válvula.

O posicionador é um equipamento de controle capaz de receber um sinal pneumático



de 3 a 15 PSI (essa é a padronização dos sinais pneumáticos) e enviar pressão de ar ao atuador de forma a posicionar a válvula num valor desejado. Para tal, o posicionador recebe mecanicamente a informação da posição atual da válvula através de uma barra presa à haste do obturador. O posicionador atua como um controlador de posição.

O conversor I/P ou transdutor eletropneumático converte os sinais elétricos de corrente (4-20mA) provenientes do controlador, em um sinal pneumático padronizado e proporcional de 3 a 15 PSI. Os posicionadores



figura 6.3

chamados de eletro-pneumáticos já contém incorporado o conversor I/P.

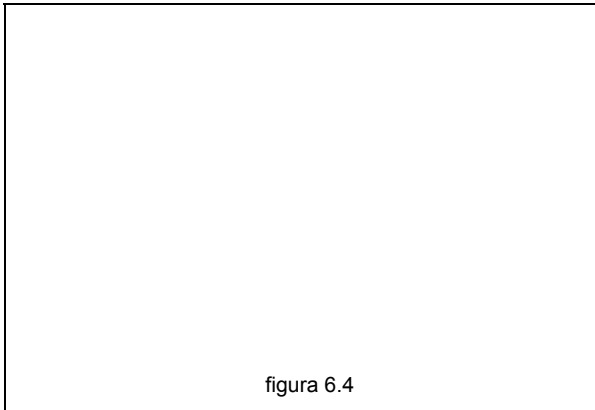


figura 6.4

O transdutor eletropneumático, assim como os posicionadores eletro-pneumáticos utilizam o mais antigo e eficiente sistema de manipular pressão existente: o bico-palheta. Esse mesmo sistema é o elemento básico da maioria dos instrumentos pneumáticos, inclusive o transmissor de vazão de óleo tipo “target”, que é um transmissor pneumático, no nosso caso. O objetivo do bico-palheta é transformar uma força ou um movimento numa variação de pressão proporcional. No caso do transdutor eletropneumático, o sinal de 4-20 mA

é encaminhado a um eletroímã, que, através do campo magnético gerado, produz uma força sobre a palheta de material magnético.

O bico é um tubo terminado em uma ponta vazada, precedida de uma restrição. O bico recebe uma pressão de alimentação de 20 PSI. Quando a palheta se aproxima do bico, a pressão no seu interior tende a crescer. Se a palheta obstruir a saída do bico, a pressão será igual à pressão de alimentação. Da mesma forma, se a palheta se afasta do bico, abre-lhe a saída de ar para a atmosfera e a pressão no seu interior tende a zero.

A pressão no bico, naturalmente não tem capacidade de vazão, e é levada a um relé amplificador (booster), que através de diafragmas, obturadores e orifícios amplifica o sinal de pressão no que se refere à sua capacidade de vazão, ou seja, repete o sinal de entrada na sua saída, porém utilizando o ar da alimentação.

A pressão de saída do booster é levada à saída do instrumento, e também a um fole que empurra a palheta na direção contrária do bico, ou seja, age em contraposição ao eletroímã, perfazendo uma realimentação negativa: o



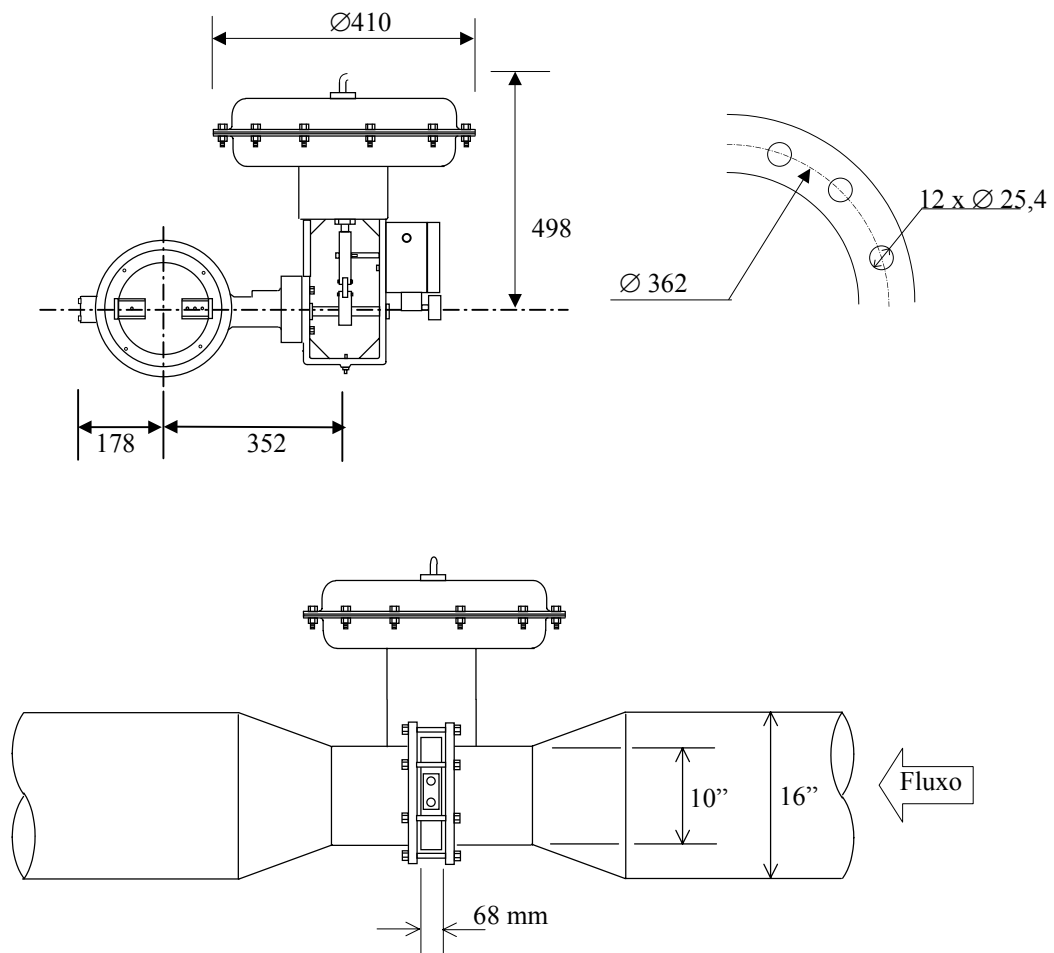
Fig. 6.5

sistema se estabiliza, gerando uma saída de 3-15 PSI, proporcional à entrada de 4-20mA.

No transmissor “target”, o eletroímã é substituído pela barra que está ligada ao alvo. A força exercida pelo fluido tende a aproximar a palheta do bico.

Existem várias tecnologias de implementação desse sistema. Em alguns casos, o bico é o elemento móvel contra uma palheta fixa.

Tag: <b>FCV-905</b>	$\Delta P = 100 \text{ mmH}_2\text{O}$
Serviço: <b>Controle Vazão Gás Alto Forno</b>	Cv Calculado: <b>2055</b>
Local: <b>Estação de Mistura</b>	Cv da Válvula: <b>2910 @ 70°</b>
Fabricante: <b>Hiter</b>	Diâmetro da tubulação: <b>16"</b>
Modelo: <b>87-02</b>	Corpo: <b>Aço Carbono WCB</b>
Diâmetro Nominal: <b>10"</b>	Sede: <b>ASTM A-240</b>
Atuador: <b>Pneumático ar para abrir DCL-009</b>	Disco: <b>ASTM A-351</b>
Posicionador: <b>Eletropneumático 4-20 mA</b>	Eixo: <b>ASTM A-564</b>
Alimentação: <b>500 kPa disponível</b>	Mancais: <b>TM-33</b>
Posição de Falha: <b>Fechada</b>	Mola: <b>ASTM 6150</b>
Fluido: <b>Gás de Alto forno 1,4 kg/Nm<sup>3</sup></b>	Gaxeta: <b>PTFE</b>
Temperatura: <b>30°C</b>	Juntas: <b>PTFE</b>
Pressão: <b>900 mmH<sub>2</sub>O</b>	Vedação: <b>Classe II</b>
Vazão: <b>4841 Nm<sup>3</sup>/h</b>	Conexão: <b>wafer 10" 150# ANSI B-16.5</b>
Outras Informações: Características do gás: <b>Densidade: 1,08 (Ar=1,0); C<sub>p</sub>/C<sub>v</sub>=1,39; Viscosidade: 0,017 cP</b> Acessórios: <b>Filtro regulador c/ manômetro</b>	



## Dimensionamento de Válvulas de Controle

O correto cálculo e dimensionamento das válvulas de controle é fundamental para a performance do sistema.

Uma válvula mal dimensionada pode resultar num controle em que a válvula permanece muito fechada em condições normais de processo (válvula muito grande) ou muito aberta (válvula muito pequena).

Em ambos os casos o resultado do controle é ruim, pois nos limites extremos, o controlador não terá muita liberdade na variação do seu sinal de saída.

Dimensionar e especificar uma válvula de controle consiste basicamente em calcular o Cv (coeficiente de vazão) necessário ao processo e escolher a válvula que apresente um Cv imediatamente superior ao calculado, conforme disponibilidade de modelos e diâmetros do fabricante.

A escolha da válvula deve ser feita buscando aquela que tenha um Cv maior que o calculado, porém nunca maior que o dobro do calculado, como regra prática.

Necessitamos do dado de vazão máxima e do Delta-P (perda de pressão) que a válvula proporcionará nessa condição, quando aberta. Outras informações como pressão, peso específico, viscosidade, temperatura, pressão crítica e temperatura críticas do fluido são importantes e devem ser mencionadas.

A determinação do  $\Delta P$  deve-se basear nas necessidades do processo, principalmente na perda de pressão admissível. Isso passa por avaliar a disponibilidade de pressão do fluido, considerando as perdas de carga em toda a linha e a pressão com que o fluido deve atingir o seu ponto final de consumo.

De qualquer forma, o  $\Delta P$  não deve ser superior à metade da pressão disponível na linha, nem inferior a cerca de 10 ou 5% da pressão disponível.

Quando o  $\Delta P$  é maior que 50% da pressão de entrada, dizemos que o escoamento é crítico. Nesses casos outras equações, que não as apresentadas, devem ser buscadas na literatura.

Para válvulas reguladoras de pressão, por exemplo, muitos casos podem resultar em  $\Delta P$  muito grandes em relação à pressão disponível.

É bom consultar o fabricante ou atribuir-lhe a função de dimensionar a válvula.

Outros fatores que devem ser considerados são os materiais da válvula (corpo, internos, gaxetas, molas) em função da agressividade do fluido ou do ambiente. O fabricante, certamente, pode oferecer as suas recomendações.

O formato genérico da fórmula de cálculo é

$$C_v = k \frac{Q}{\sqrt{\Delta P}}$$

### Gases

Para aplicações em gases podemos utilizar a equação simplificada, cujos fatores podem, eventualmente, divergir conforme a literatura ou o fabricante:

$$C_v = \frac{Q}{271} \sqrt{\frac{\rho}{1,293} \times \frac{(T + 273)}{(P_1 + P_2)\Delta P}}$$

onde:

Q - vazão em Nm<sup>3</sup>/h

$\rho$  - massa específica em kg/Nm<sup>3</sup>

T - temperatura em °C

$P_1$  e  $P_2$  - Pressão de entrada e de saída respectivamente

em kgf/cm<sup>2</sup> absoluta.  $P_2$  corresponde a  $P_1 - \Delta P$ .

$\Delta P$  - Perda de pressão sobre a válvula em kgf/cm<sup>2</sup>

Essa equação é simplificada porque não considera o fator de super-compressibilidade, a pressão e a temperatura crítica do gás, a relação de calores específicos e dos efeitos de viscosidade, que podem ser importantes para verificação das condições de cavitação e ruído. O fabricante deve fazer os cálculos de forma completa.

Exemplo:

Numa tubulação onde a vazão é de 18000 Nm<sup>3</sup>/h, de um gás cuja massa específica é de 1,371 kg/Nm<sup>3</sup>, sob uma pressão de 900 mmH<sub>2</sub>O, temperatura de 30°C, admitindo-se um  $\Delta P$  de 90 mmH<sub>2</sub>O, obtemos:

$$P_1 = 900 \text{ mmH}_2\text{O} = 0,09 \text{ kgf/cm}^2 \text{ manométrica.}$$

$$P_1 = 0,09 + 1,03 = 1,12 \text{ kgf/cm}^2 \text{ absoluta}$$

(1,03=pressão atmosférica)

$$P_2 = 900 - 90 = 810 \text{ mmH}_2\text{O} = 1,111 \text{ kgf/cm}^2 \text{ absoluta}$$

$$\Delta P = 90 \text{ mmH}_2\text{O} = 0,009 \text{ kgf/cm}^2$$

$$C_v = \frac{18000}{271} \sqrt{\frac{1,371}{1,293} \times \frac{30 + 273}{(1,12 + 1,111) \times 0,009}}$$

$$C_v = 8402$$

Consultando a tabela do fabricante escolhido para válvulas borboleta abaixo, podemos escolher a válvula de 16" que tem um  $C_v$  de 9415.

A escolha se baseia numa posição de 70° de ângulo de abertura (máximo de 90°) o que é um procedimento comum na especificação de válvulas de controle, que provê uma margem de segurança.

Ø (polegadas)	$C_v @ 70^\circ$
2	75
3	206
4	425
6	936
8	1780
10	2910
12	5770
14	7090
16	9415
18	12150
20	14100
24	21980
28	32440

Fonte: Hiter Série 87

Para uma mesma válvula borboleta, podemos relacionar graficamente o  $C_v$  com o ângulo de abertura, como no desenho abaixo que se refere à válvula escolhida no exemplo. Podemos observar a não linearidade da válvula, pela sua própria característica construtiva, e a fraca variação de  $C_v$  no início de seu curso.

Isso pode ser uma vantagem, pois favorece o controle em caso de super-dimensionamento da válvula.

Além do mais, um cálculo extremamente preciso ou criterioso pode ter pouca utilidade, já que somos obrigados a optar por uma válvula standard dentro da linha que o fabricante oferece.

Uma importante observação pode ser feita:

Se a válvula especificada para o controle

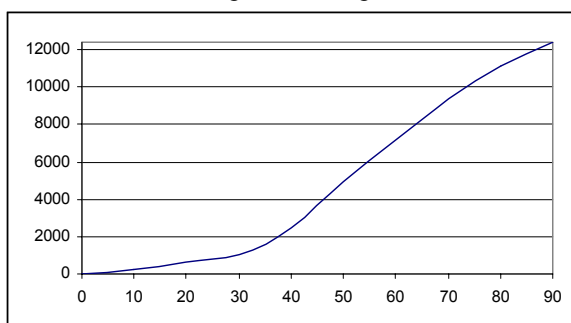


Fig. 6.6

resultar maior ou igual ao diâmetro da tubulação, certamente alguma coisa está errada, ou com o dimensionamento da tubulação ou com os dados utilizados para o cálculo da válvula.

Normalmente a válvula resulta num diâmetro ligeiramente inferior ao diâmetro da tubulação: entre 0,5 e 1 vez o diâmetro da tubulação. Para válvulas de controle de grande diâmetro, o comum é que ela seja menor que a tubulação. Uma redução no diâmetro da tubulação para instalação da válvula é correto.

### Líquidos

Para líquidos podemos observar a independência da pressão do fluido (por ser o líquido incompressível) na equação simplificada:

$$C_v = \frac{Q}{27} \times \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P}}$$

onde:

Q – vazão em m<sup>3</sup>/h

$\rho$  - massa específica em kg/m<sup>3</sup>

$\Delta P$  – Perda de pressão em kgf/cm<sup>2</sup>

Exemplo:

Deseja-se dimensionar uma válvula globo para óleo nas seguintes condições:

Vazão: 10000 kg/h

Massa específica: 840 kg/m<sup>3</sup>

Pressão de entrada: 2,5 kgf/cm<sup>2</sup>

$\Delta P$ : 0,2 kgf/cm<sup>2</sup>

A vazão deve ser convertida para m<sup>3</sup>/h:

$$Q = 10000 \div 840 = 11,9 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$C_v = \frac{11,9}{27} \times \sqrt{\frac{840}{0,2}} = 28$$

Na tabela do fabricante encontramos:

Ø (polegadas)	$C_v$ (área integral)	$C_v$ (área reduzida)
1"	19	-
1½"	38	23
2"	63	30
3"	130	88
4"	215	105

Fonte: Hiter Série 85

Poderíamos escolher a válvula de 1½" com área integral, ou a válvula de 2" com área reduzida.



Nesse caso de válvulas globo é interessante buscarmos uma válvula de diâmetro nominal idêntico ao diâmetro da tubulação, pois pode não ser muito confortável ou adequado fazermos redução da tubulação quando o seu diâmetro já é pequeno.

Por isso os fabricantes oferecem muitas opções de válvulas com diâmetros nominais padrão, porém com interno reduzido, ou seja, a sede tem um anel que lhe reduz a área de passagem.

### **Vapor**

Para o vapor d'água temos dois casos: vapor saturado e vapor super-aquecido.

O vapor saturado tem uma relação bem definida entre a temperatura e a pressão. Ou seja, só precisamos citar uma dessas duas variáveis para definir a condição física (massa específica) do vapor. Isso ocorre porque, se abaixarmos a temperatura do vapor saturado, parte dele se condensa e a pressão cai proporcionalmente.

O vapor super-aquecido passou por um processo de aquecimento depois de evaporada a água. Nesse caso, precisamos saber a sua pressão e temperatura para determinarmos a sua massa específica.

Para vapor saturado vale a fórmula:

$$C_v = \frac{72 \times W}{\sqrt{\Delta P \times (P_1 + P_2)}}$$

onde:

W – Vazão de vapor em toneladas/hora

$\Delta P$  – Perda de pressão em bar

$P_1$  – Pressão à montante em bar absoluto

$P_2$  – Pressão à jusante em bar absoluto

corresponde a  $P_1 - \Delta P$

Para vapor superaquecido vale a fórmula:

$$C_v = \frac{72 \times W}{\sqrt{\Delta P \times (P_1 + P_2)}} \times \left(1 + \frac{T_{sh}}{790}\right)$$

O fator que multiplica o resultado é o fator de super-aquecimento.

$T_{sh}$  corresponde ao aumento de temperatura, em °C, em relação à temperatura de saturação.

Por exemplo, um vapor super-aquecido a 3 bar absoluto, à temperatura de 170°C, tem um  $T_{sh}$  igual a  $170 - 133,5 = 36,5^\circ\text{C}$ , já que 133,5°C é a temperatura do vapor saturado nessa mesma pressão.

Nas equações não encontramos a massa específica, devido ao fato de que a vazão está dada em valores mássicos, toneladas/hora. Se

assim não for, devemos converter a vazão para toneladas/hora.

As válvulas de controle de vapor devem ser cuidadosamente especificadas quanto à temperatura de operação e quanto ao material dos internos, já que o vapor é um fluido muito abrasivo.

Podem ser facilmente encontradas na literatura de termodinâmica tabelas completas e mais precisas de temperatura, pressão, massa específica e entalpia do vapor.

Vapor Saturado

Pressão (bar abs)	Temperatura (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
1	99,63	0,606
1,5	111,37	0,863
2	120,33	1,13
3	133,54	1,65
4	143,63	2,16
5	151,85	2,67
6	158,84	3,17
7	164,96	3,68
8	170,41	4,17
9	175,36	4,67
10	179,88	5,15
12	187,96	6,13
15	198,28	7,63
20	212,37	10,1
30	233,84	15,2
40	250,33	20,4
50	263,92	22,2
100	310,96	55,6

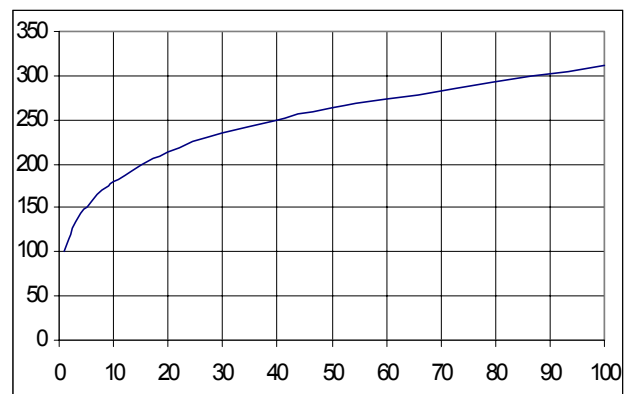


Fig. 6.7

## 7. Simbologia

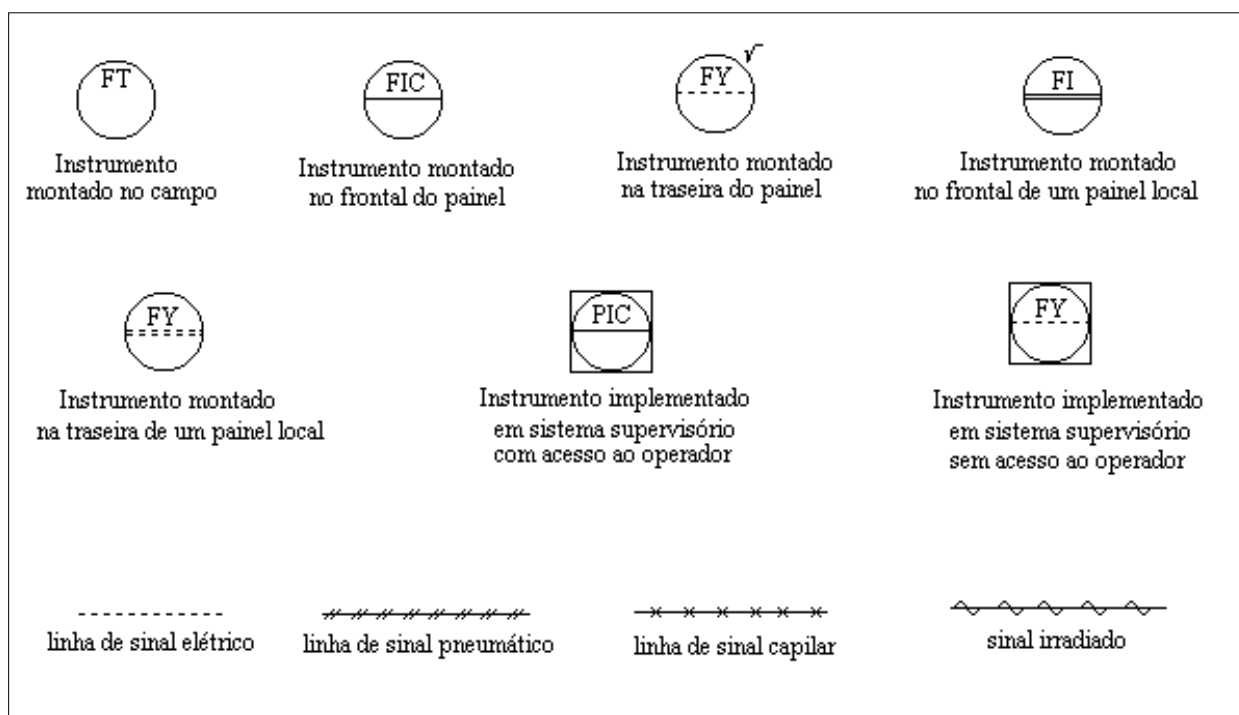


figura 7.1

Nos diagramas de engenharia envolvendo a instrumentação, chamados de P&I (Process and Instruments) utilizamos símbolos para identificar cada tipo de instrumento, dentro de uma estratégia de controle.

Os símbolos variam conforme normas. Há normas americanas, brasileiras, européias, em particular as alemãs.

Os instrumentos são identificados pelos seus TAG's. O tag é formado por algumas letras (2 a 4) seguidas de um número sequencial, que, a critério do projetista, poderá representar as malhas de controle.

A primeira letra corresponde à variável manipulada:

Letra	Variável
P	Pressão
F	Vazão
L	Nível
T	Temperatura
D	Densidade
E	Tensão
A	Variável de análise(PH, %O <sub>2</sub> )
B	Chama
H	Estação manual
I	Corrente
J	Potência
S	Velocidade
X	Outras variáveis
Z	Posição

Evidentemente alguns projetistas costumam diferir em alguns casos.

A segunda e a terceira letra se refere à função do instrumento, podendo haver combinação entre elas:

Letra	Função
C	Controlador
D	Diferencial
E	Elemento sensor
G	Visor de vidro (Glass)
H	Alto (para alarmes - Hi)
I	Indicador
L	Baixo (para alarmes - Low)
Q	Totalizador
R	Registrador
S	Chave (switch) ou Segurança
T	Transmissor
V	Válvulas
Y	Transdutor ou cálculo

Não há um consenso geral uniforme sobre o uso dessa simbologia. No entanto, pelo menos na primeira letra, quase todos concordam.

Num fluxograma os instrumentos são representados por círculos funcionais com o seu tag. A interligação entre os instrumentos é uma linha pontilhada quando o sinal é elétrico, e uma linha entrecortada quando o sinal é pneumático. Para tubos de enchimento, usa-se o símbolo de

tubo capilar, que é uma linha superpostas com vários “x”.

Quando há um interfaceamento com o intertravamento, (relés, PLC) indica-se com um losango contendo um “I” internamente. Quando o instrumento aciona alarmes visuais, costuma-se indicar um símbolo de lâmpada.

A circunferência funcional poderá ter um traço horizontal indicando que se trata de um instrumento instalado no frontal do painel. Um traço pontilhado indica instrumento montado na traseira do painel (sem acesso ao operador). Sem nenhum traço, é um instrumento de campo.

Quando houver dois traços no instrumento significa instrumento montado em painel local (quando há outro painel na sala de controle).

Quando o círculo está inscrito num quadrado significa que o instrumento é uma função interna a um equipamento, como por exemplo, num painel de controle microprocessado ou num software supervisor implementamos um indicador ou controlador (o instrumento não é uma individualidade física).

Não há um rigor na simbologia da instrumentação. Outros símbolos podem ser importados na simbologia mecânica, elétrica, química, etc, dependendo da natureza do processo. O bom senso e o conhecimento do processo, certamente dirimirá todas as dúvidas.

Variável	Sensor	Transmissor	Indicador	Controlador	Registrador	Chave	Válvulas de Controle	Válvulas de Segurança
<b>Pressão</b>	PE Bourdon, diafragmas	PT ou PIT transmissor com indicador local PDT p/transmissor de pressão diferencial	PI manômetros ou indicadores de painel	PIC	PR	PSH(pressostato de alta) ou PSL (pressostato de baixa)	PCV	PSV
<b>Vazão</b>	FE Placa de orifício, turbinas	FT ou FIT para transmissor com indicador local	FI Indicador de painel ou rotâmetro	FIC	FR	FSH ou FSL chaves de fluxo	FCV	FSV
<b>Temperatura</b>	TE para termopares ou termorresistências	TT	TI termômetros ou indicadores de painel	TIC	TR	TSH ou TSL para termostatos	TCV	TSV
<b>Nível</b>	LE	LT ou LIT	LI ou LG para visores de nível	LIC	LR	LSL ou LSH chaves de nível	LCV	LSV
<b>Densidade</b>	DE	DT	DI	DIC	DR	DSH ou DSL	DCV	DSV
<b>PH</b>	AE ou XE	AT, AIT, XT, XIT	AI, XI	AIC, XIC	AR, XR	ASH, ASL	ACV	ASV
<b>Vibração</b>	VE ou XE	VT ou XT	VI ou XI	VIC ou XIC	VR ou XR	VSL, VSH, XSL, XSH	VCV	VSV
<b>Posição</b>	ZE	ZT	ZI	ZIC	ZR	ZSH, ZSL chaves fim-de-curso	ZCV	ZSV
<b>Tensão</b>	EE	ET	EI	EIC	ER	ESH, ESL		
<b>Corrente</b>	IE	IT	II	IIC	IR	ISH, ISL		
<b>Potência</b>	JE	JT	JI	JIC	JR	JSH, JSL		

## 8. Controle

As teorias de controle são tão antigas quanto a própria instrumentação.

Do ponto de vista da produção, o processo é geralmente tomado como o lugar onde materiais e energia se juntam para produzir um produto desejado.

Do ponto de vista de controle, o processo é identificado como tendo uma ou mais variáveis importantes o suficiente para que seus valores seja conhecidos e controlados.

Os instrumentos se prestam principalmente ao controle de processo. As variáveis são porquanto medidas com objetivo de controlar manual ou automaticamente o processo.

Interessa-nos o processo contínuo automaticamente controlado, onde entra de um lado a matéria prima e sai, do outro lado o produto final, continuamente.

Do ponto de vista do controle as variáveis de processo são classificadas como variável controlada e variável manipulada.

A variável controlada é aquela cujo valor se deseja manter dentro de determinados parâmetros.

A variável manipulada é a escolhida para sofrer a atuação do controle.

Uma terceira variável são os distúrbios do processo, provocados por variação de carga, energia, da operação, e outros.

Controlar um processo significa obter os resultados desejados dentro dos limites de tolerância estabelecidos.

Quando houver um distúrbio, a variável deve retornar ao ponto de ajuste dentro de um tempo prescrito e um erro tolerável.

Também é função do controle a proteção das máquinas e das pessoas.

Um controlador é um dispositivo que, de posse de um set-point (valor desejado) e de um valor lido (variável de processo), processa essas informações e atua sobre uma variável de controle (saída).



Fig. 8.1

Podemos imaginar um controle simples e implementá-lo como “Manual” utilizando o homem como tomador de decisões, e, em

paralelo, imaginar o mesmo controle porém automático, atribuindo, por analogia com o ser humano, capacidade de decisão ao instrumento.

### Controle Tudo-ou-Nada (On-Off)

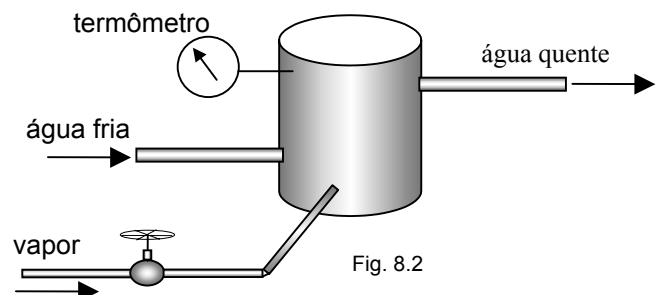
Nosso pequeno processo pode ser, por exemplo, um trocador de calor a vapor, na forma de um reservatório, onde existe uma entrada de matéria prima, por exemplo água, uma saída do produto, no caso água quente e uma serpentina interna com vapor (energia).

A variável controlada é a temperatura da água.

É desejável que ela esteja, admitamos, em 50°C. Esse é o chamado Set-Point.

A variável manipulada é a vazão de vapor cujo valor é alterado pela ação da válvula de controle que é o elemento final de controle.

Existe também um termômetro na saída da água para que o operador saiba o valor da temperatura. Essa é a variável de processo (PV).



O nosso controlador é um indivíduo que fica perto da válvula, a uma distância suficiente para ler o termômetro.

A instrução dada ao controlador é simples: Se a temperatura estiver acima de 50°C, feche totalmente a válvula. Caso contrário, abra totalmente a válvula.

Não é possível fazê-lo entender o objetivo final, nem tampouco qualquer estratégia mais avançada.

O set-point está, portanto na cabeça do controlador. A variável de processo é lida no termômetro.

Internamente o controlador calcula o erro, que é a diferença entre o set-point e a variável e decide entre as duas ações possíveis de serem executadas.

$$erro = sp - pv$$

Se o erro é positivo (SP>PV) então ele abre a válvula. Caso contrário, fecha.

Temos então um controle que se costuma chamar de Tudo-ou-nada, ou controle “on-off”.

Para implementarmos esse controle em automático, bastaria instalar um termostato no lugar do termômetro e ligá-lo a um circuito elétrico capaz de abrir e fechar uma válvula de controle colocada na linha de vapor. Ou, num PLC programarmos um comparador que atua sobre uma saída conectada à válvula.

Alguns problemas típicos de processo ocorrem: “Tempo morto”, ou seja, o processo demora a reagir a partir da ação da válvula. Mesmo fechando a válvula rapidamente, temperatura continua a subir um pouco, depois declina e passa novamente pelo set-point. Nesse momento, outra decisão.

Isso provoca uma variação ou oscilação da variável em torno do set-point, variação esta que pode ser inadmissível frente às exigências de qualidade.

Além disso distúrbios na pressão de vapor devido a manobras bruscas e desgaste da válvula de controle podem ser problemas.

Naturalmente, em muitos processos industriais é possível implementar controles tudo-ou-nada. Tudo dependerá somente do processo, sua tolerância a erros e descontinuidade.

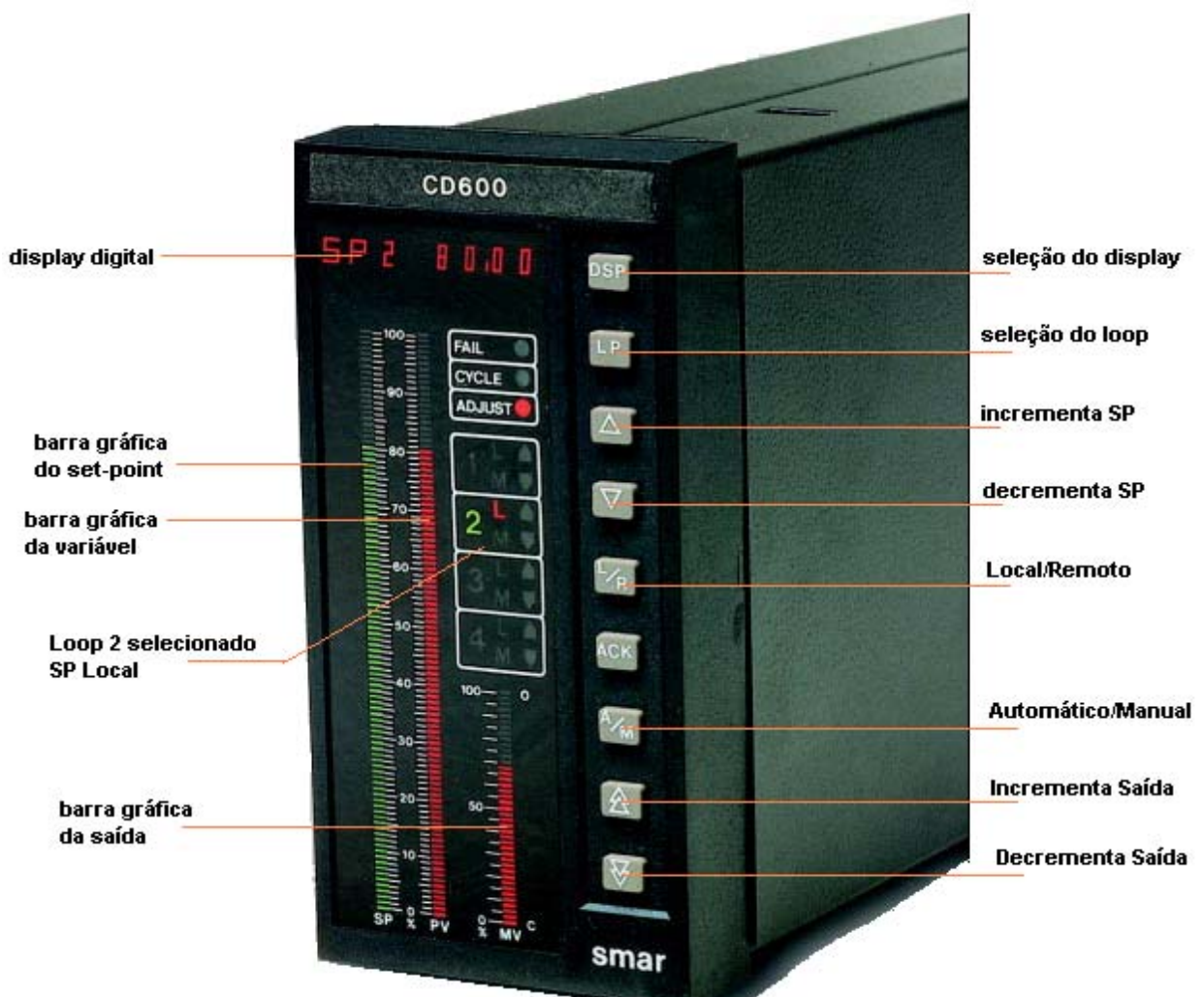


Fig. 8.3

## Controlador Proporcional (P)

Um controle mais “suave” é o controle proporcional.

Nele o controlador pode posicionar a válvula de controle em posições intermediárias, continuamente, de modo a obter uma correção mais suave, proporcional ao resultado que se deseja obter.

Para melhor compreensão suponhamos um controle simples de nível de um reservatório de água que deve permanecer constante.

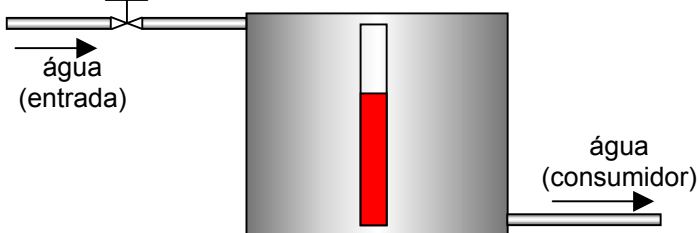


Fig. 8.4

O controlador tem a informação do nível atual (Variável de processo ou variável controlada), e, a partir de um set-point determina a posição (saída) do elemento final de controle (válvula de controle) instalada na entrada do reservatório.

Ao suposto controlador humano foi dada a instrução seguinte: Como a válvula manual permite posições intermediárias continuamente entre 0 (fechada) e 100% (aberta), que sua posição seja proporcional ao erro.

Ou seja, para cada valor de erro deveria ser aberta ou fechada a válvula com magnitude proporcional ao erro.

Por exemplo, se o set-point for 60% e o nível estiver de fato em 50%, significa um erro de 10% positivos ( $\text{erro} = \text{sp} - \text{pv}$ ), nesse caso a válvula deve ser aberta digamos, mais 10% em relação à sua posição original.

Se o nível for de 70%, o erro será de -10% e a

válvula deverá ser fechada 10%.

Se o erro for zero ( $\text{sp} = \text{pv}$ ) então definimos um valor inicial qualquer para a posição da válvula, por exemplo, 50% (chamado Bias).

A equação do comportamento do controlador pode então ser escrita como:

$$S = \text{Bias} + K_p \times (\text{erro})$$

A constante proporcional  $K_p$ , às vezes chamada de “ganho”, relaciona a amplitude da correção com o erro. Por exemplo, se o ganho for igual a 1,00 então cada 10% de erro significa 10% de variação da posição da válvula.

Se  $K_p$  for igual a 2,00 a válvula sofrerá um alteração de posição de 20% para cada 10% de erro.

A implementação física eletrônica ou não, do controlador proporcional teria o seguinte diagrama de blocos:

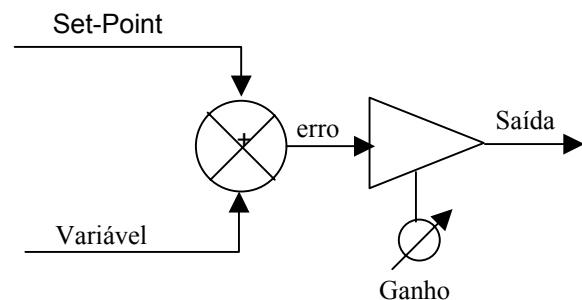


Fig. 8.5

Esse controlador tem uma boa performance e pode ser aplicado em muitos processos contínuos.

O valor do ganho  $K_p$  ajustável permite adaptar o controlador aos mais diversos processos. Um ganho alto significa um controlador que responde fortemente, adequados a controlar variáveis de resposta rápida, por exemplo.

Porém, um ganho excessivo pode produzir uma oscilação do processo: o controlador corrige excessivamente, e, em consequência de um

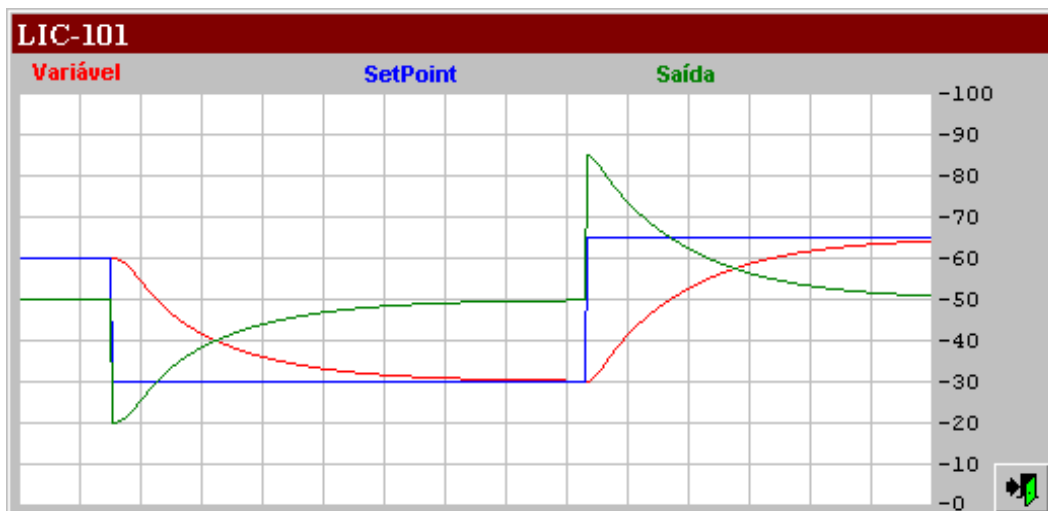


Fig. 8.6

atraso ou tempo morto, a variável pode oscilar em torno do set-point.

No gráfico da figura o comportamento do controle no tempo. Inicialmente o nível (variável) e o set-point estavam em 60%, com erro zero e a saída permanecia em 50%, pois assim está definido o Bias.

O ganho  $K_p$  do controlador foi ajustado para ser igual à unidade (1,00).

Repentinamente o Set-point foi mudado para 30%. O erro resultante se tornou imediatamente igual a 30%. A saída, instantaneamente se posicionou em 20%, segundo a equação:

$$\text{erro} = sp - pv = 30\% - 60\% = -30\%$$

$$\text{Saída} = 50\% + 1,00 \times (\text{erro}) = 50\% - 30\% = 20\%$$

O nível foi então reagindo e subindo. Como o processo é contínuo, o erro foi diminuindo até zerar, levando novamente a saída ao valor de 50%.

Num momento posterior, o set-point foi levado para 65%, e a reação foi equivalente.

Como o objetivo do controlador é fazer com que o set-point se iguale à variável, ele foi atingido.

No segundo registro gráfico acima, a mesma manobra foi repetida com ganho  $K_p=2,00$ . Observe a resposta mais agressiva do controlador.

Nessa mesma figura, na parte direita do gráfico, o ganho do controlador foi ajustado para  $K_p=15,0$ . Um ganho alto. Nesse caso, observe que, com o retorno do set-point para o valor inicial, a saída do controlador saturou em zero por algum tempo voltando de forma oscilante, amortecida, até que a variável atingisse o valor do set-point.

O resultado foi mais rápido, sem dúvida, mas a oscilação pode não ser desejável.

Um ganho desproporcionalmente grande certamente colocaria o sistema para oscilar de forma não amortecida, ou seja, oscilar indefinidamente, levando a saída de 0 a 100% e novamente para 0%.

O modelo do controle de nível que está sendo analisado e mostrado nos gráficos tem o

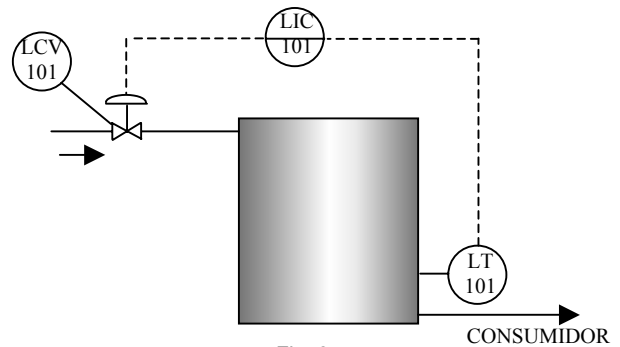


Fig. 8.7

fluxograma abaixo:

Nesse modelo simples é possível supor que o nível do tanque somente se estabiliza se a vazão de entrada for exatamente igual à vazão de saída determinada pelo consumidor. Pois se não forem iguais, o nível iria subir ou descer.

Como os gráficos mostram, o nível sempre está se estabilizando, qualquer que seja o set-point solicitado pelo operador.

E nessa condição final estável., a saída permanece em 50%!!

Então, com a saída em 50% a vazão de entrada é exatamente igual à vazão de Saída.

Ambos os gráficos simularam uma mudança do valor do set-point.

Como se comportaria o sistema, se, ao invés de alterarmos o set-point, fosse alterada a vazão de saída?

Essa situação é mais comum do que a primeira.

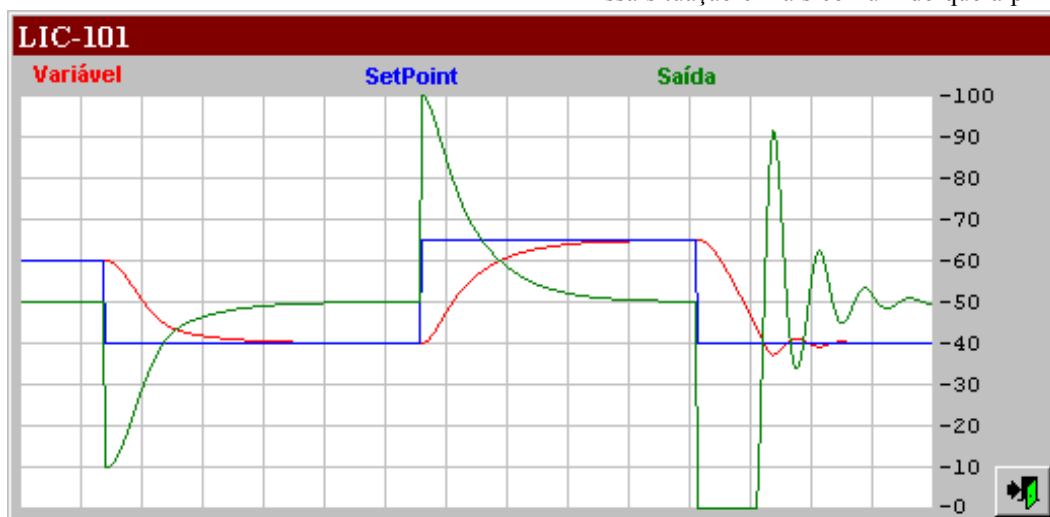


Fig. 8.8



É mais provável que o consumidor altere o valor de seu consumo de água de acordo com sua necessidade.

Por outro lado, a válvula posicionada em 50% produz uma determinada vazão que coincide com a vazão de saída. Se houver uma variação das condições do processo, como por exemplo, mudança na pressão da água de entrada?

Nesses casos, a válvula posicionada em 50% irá produzir um valor de vazão não necessariamente igual à vazão de saída!!

Vamos supor que o consumidor aumentou seu próprio consumo.

Nesse caso, a válvula de entrada, quando posicionada em 50% não é suficiente para estabelecer a vazão necessária para estabilizar o nível.

Suponhamos que, para igualar à vazão de saída, essa válvula necessitasse de se posicionar em 70%.

Isso significa que o nível do tanque somente será estável se a saída do controlador for de 70%, e não mais 50%.

70% significa nível estável, não necessariamente igual ao set-point.

Então a equação do controlador, ( $K_p=1,00$ )

$$S = 50\% + 1,00 \times (\text{erro})$$

somente produzirá um nível estável se houver um erro de 20%:

$$S = 50\% + 1,00 \times (20\%) = 70\%$$

O nível se estabiliza com um determinado valor de erro, ou seja, set-point diferente da variável.

Quanto maior o ganho ( $K_p$ ), menor será esse erro. Com um ganho igual a 2,00 o erro necessário para estabilizar o processo passa a ser de 10%.

$$S = 50\% + 2,00 \times (10\%) = 70\%$$

Conclui-se facilmente que, um controlador proporcional pode produzir um erro chamado “erro de regime” ou “erro de off-set”.

O controlador proporcional produz sempre um erro de regime. Esse erro pode ser zero, porém numa situação única e especial.

Qualquer que seja o processo, nível, pressão, temperatura, vazão ou qualquer tipo de variável, estará presente o “erro de regime”.

Uma solução aparente seria alterar o valor do Bias. No exemplo dado, se alterássemos o bias para 70%, então eliminaríamos o erro de regime.

Mas não é possível ajustar ou configurar o controlador todas as vezes em que o regime do processo alterar... Isso precisa ser feito automaticamente.

Nem é possível, em muitos casos, colocar um ganho  $K_p$  tão alto que torne o erro de regime desprezível: um ganho alto pode fazer o controle oscilar. Um ganho que tende a infinito nos retorna ao controlador Tudo-ou-Nada!

Observe ao lado no gráfico:

Inicialmente o set-point era igual à variável e iguais a 60% (início do gráfico à esquerda) e o consumidor estava a consumir 50%.

Repentinamente o consumidor passa a consumir 70%, o que leva a uma necessidade de abrir a válvula de entrada para 70%.

O nível começa a cair. O controlador reage, mas não consegue evitar o erro de regime de 20%: O nível se estabiliza em 40%, mesmo sendo o set-point igual a 60%.

Aproximadamente na parte central do gráfico, o consumidor caiu seu consumo de água de 70% para 40%. Nesse momento, o nível sobe e se estabiliza em 70%: erro de regime de 10% agora.

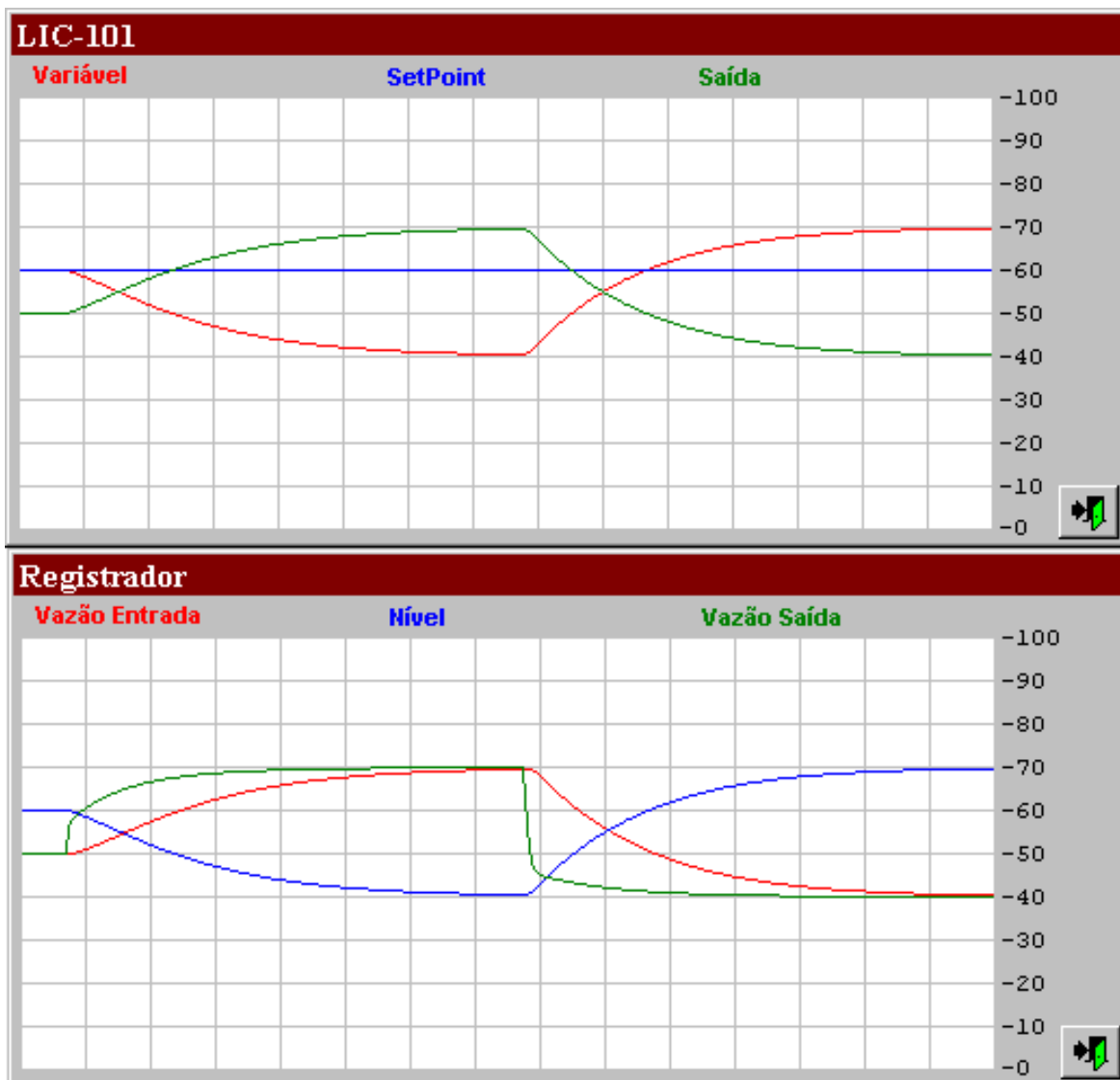


fig. 8.9

## Controlador Integral (PI)

Para resolver o problema do erro de regime ou erro de off-set resultante do controle puramente proporcional, podemos afirmar que se fosse possível alterar constantemente o Bias do controlador estaria resolvido o problema.

Mas isso deve ser feito automaticamente.

O controlador deveria, enquanto persistisse o erro, alterar continuamente sua saída na busca do ponto de equilíbrio, isento de erro, qualquer que fosse ele.

Um indivíduo pensante, no seu lugar, com certeza iria aprender a fazê-lo: bastaria seguir uma nova instrução:

- Enquanto o erro for diferente de zero, alterar o valor de saída na direção de corrigi-lo;
- A velocidade da variação da saída deve ser proporcional ao erro, ou seja, erros muito grandes, variação de saída rápida.

Bastaria a segunda instrução, já que um erro zero significaria velocidade zero na variação da saída, ou seja, interrompe o processo de busca quando não houver mais erro, e permanece no valor que estiver.

Para automatizar esse comportamento, valeria a inferência:

$$\frac{\Delta S}{\Delta t} = K_i \times erro$$

ou a velocidade de variação da saída seria proporcional, por um fator  $K_i$ , à amplitude do erro.

No limite infinitesimal,

$$\frac{dS}{dt} = K_i \times erro$$

isolando o termo  $dS$ ,

$$dS = K_i \cdot (erro) \cdot dt$$

ou

$$S = K_i \int (erro) \cdot dt$$

O controlador passaria a conter um termo a mais no seu algoritmo, resultando na equação do controlador PI:

$$S = Bias + K_p (erro) + K_i \int (erro) \cdot dt$$

O integrador do segundo termo é um componente naturalmente instável: seu valor só é estável na condição única e especial de erro nulo.

Um integrador é como um totalizador bi-direcional. Como um hidrômetro, por exemplo, cujo valor indicado permanece variando enquanto a vazão de água é diferente de zero. E mais, sua velocidade de variação é proporcional ao valor de vazão.

Outra analogia é o hodômetro do automóvel que faz a integral da velocidade no tempo: Seu valor indicado está variando enquanto a velocidade é diferente de zero. Só estabiliza com velocidade nula, e a taxa de variação dos seus números é proporcional à velocidade do automóvel.

Evidentemente, teremos que supor o hodômetro

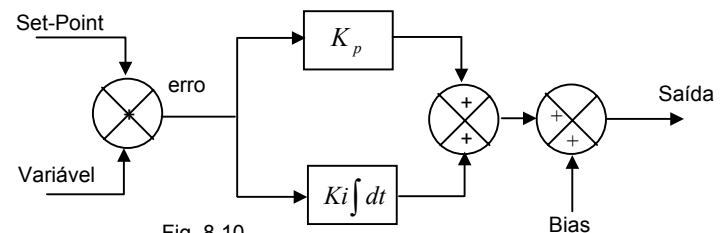


Fig. 8.10

do automóvel como um totalizador bi-direcional, ou seja, que diminui o seu valor se a velocidade for negativa (marcha à ré).

Esse é o comportamento que desejamos ao controlador. Seu diagrama de blocos seria como o desenho abaixo.

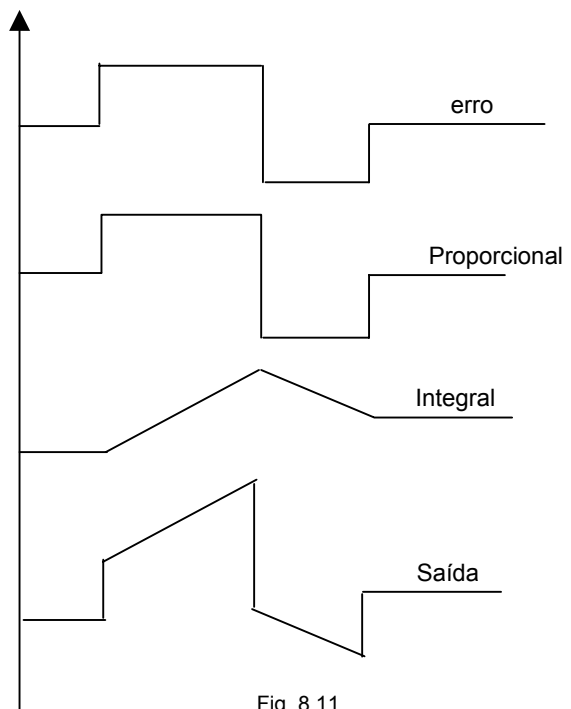


Fig. 8.11

O termo proporcional é, naturalmente, instantâneo, ou seja, não depende do tempo:

assim que ocorre o erro estabelece-se na saída uma parcela proporcional ao erro.

O termo integral é lento, depende do tempo: a partir do momento em que aparece o erro o integrador inicia uma variação contínua da saída.

O diagrama acima refer-se naturalmente a um caso em que o processo não reage. Como se, de alguma forma, o elemento final de controle não respondesse. Chamamos essa técnica de análise em malha aberta.

Em malha fechada, o processo reage à variação de saída, o erro se altera em função do valor de saída.

O valor do termo integral se estabiliza somente quando o erro é igual a zero.

Observe nos dois primeiros gráfico da primeira figura. O processo é o mesmo do exemplo anterior (nível do tanque).

Inicialmente o nível estava em 60% e o set-point também. A saída estava em 30% (deduz-se então que a vazão de saída era de 30% pela hipótese anterior).

Repentinamente, o set-point mudou para 50%. A parcela proporcional repetiu esse valor instantaneamente ( $K_p=1$ ). A parcela integral começou a agir e conseguiu retornar com a variável ao valor do set-point.

Entretanto, podemos dizer que o sistema está muito lento para controlar a variável. O valor da constante integral  $K_i$  determina fundamentalmente a velocidade da resposta do controlador. O valor do ganho  $K_p$  determina, por outro lado, a agressividade do controlador para responder a um erro.

Aumentando em 5 vezes o ganho  $K_p$  e a constante integral  $K_i$ , apenas para uma observação do novo comportamento, obtemos a figura do terceiro e quarto gráficos.

No quinto e último gráfico, a constante proporcional  $K_p$  foi ajustada novamente para 1,00, porém, o integral foi ajustado excessivamente, para um valor muito alto.

Nesse caso, foi provocada uma brusca alteração da vazão de saída de 30% para 40%, como distúrbio. O resultado foi que a correção se tornou excessiva, e o processo começou a oscilar.

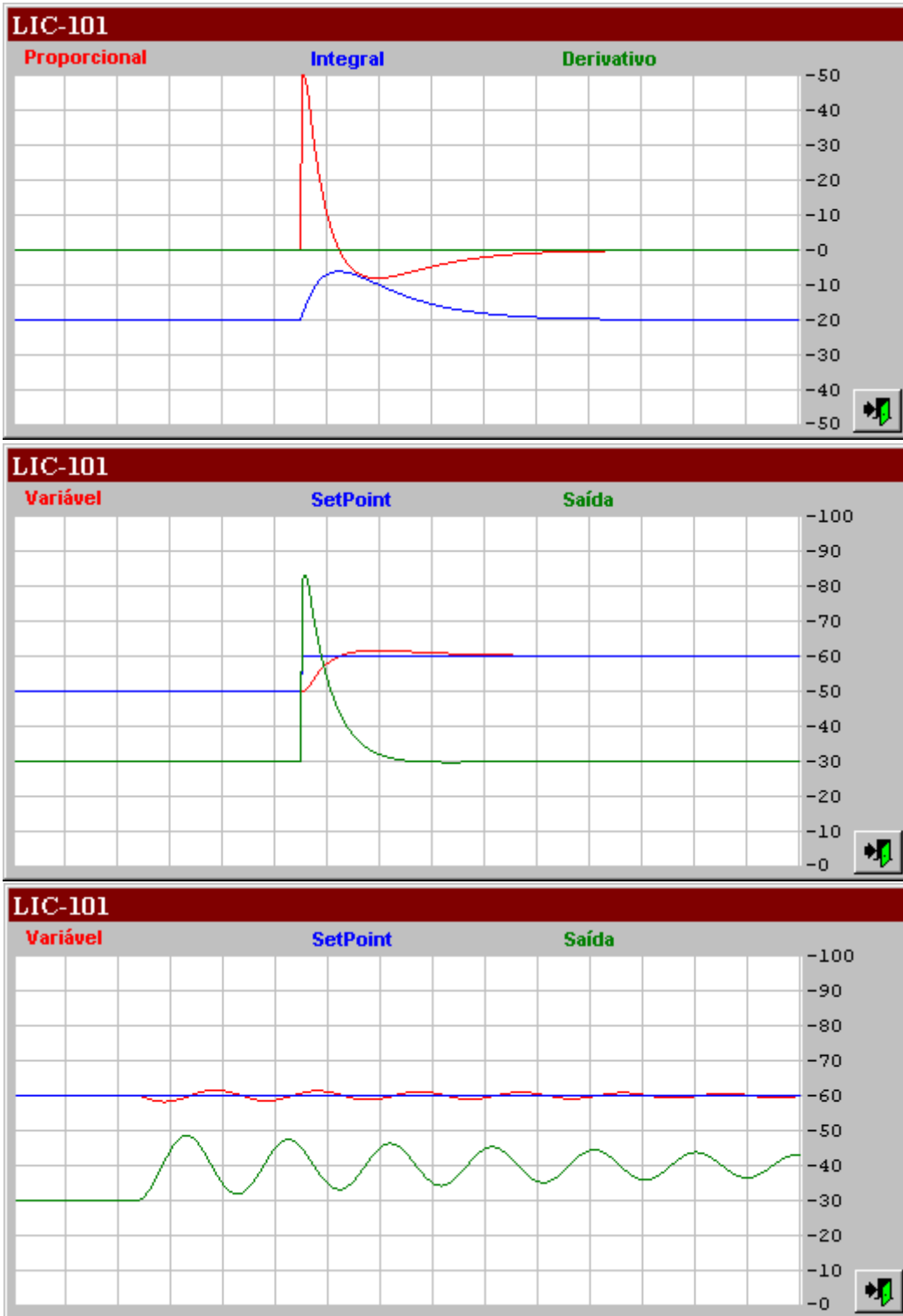


Fig. 8.12

## Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID)

Uma terceira ação do controlador é a chamada Derivativa (D).

Se baseia no fato de que uma variação da variável que ocorre de forma muito rápida exige uma correção adicional preventiva.

É natural que o nosso indivíduo hipotético, ao perceber que a variável está se desviando em velocidade muito alta, vai concluir que em pouco tempo o desvio chegará a valores intoleráveis.

A ação derivativa será uma correção adicional a ser criada, cuja amplitude dependerá da taxa de variação do erro:

$$S = K_d \frac{\Delta \text{erro}}{\Delta t}$$

que no limite assume a conotação da derivada:

$$S_d = K_d \frac{d(\text{erro})}{dt}$$

Essa parcela derivativa, naturalmente será nula sempre que o erro estiver estável (constante no tempo). E terá um valor proporcional à inclinação da variação do desvio, ou seja, à sua derivada.

A nova equação a ser obedecida pelo controlador será:

$$S = \text{Bias} + K_p(\text{erro}) + K_i \int (\text{erro}) dt + K_d \frac{d(\text{erro})}{dt}$$

É uma nova parcela que também depende do tempo, porém ela é rápida!

Naturalmente trata-se de um filtro passa-alta. Ruídos no sinal ou variações de erro bruscas podem produzir variações de saída igualmente bruscas.

Cabe analisar então, no controlador em malha aberta, o comportamento da ação derivativa quando há uma variação do erro em rampa. Não convém analisar uma variação em degrau, tal

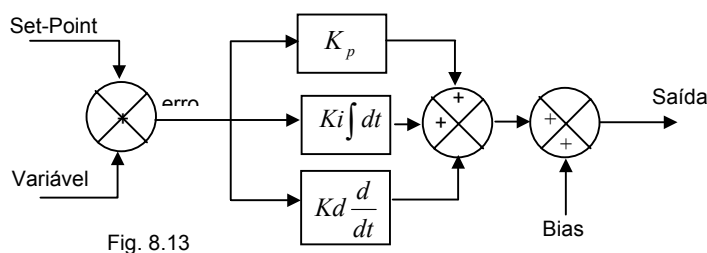


Fig. 8.13

qual o caso do integral, porque a derivada de um degrau é um pulso de amplitude infinita ( $\Delta t=0$ ).

Quando ocorre uma rampa no valor do erro, o proporcional executa uma rampa proporcional. O integral executa uma parábola e o derivativo produz um degrau.

O resultado da saída é a soma das três ações.

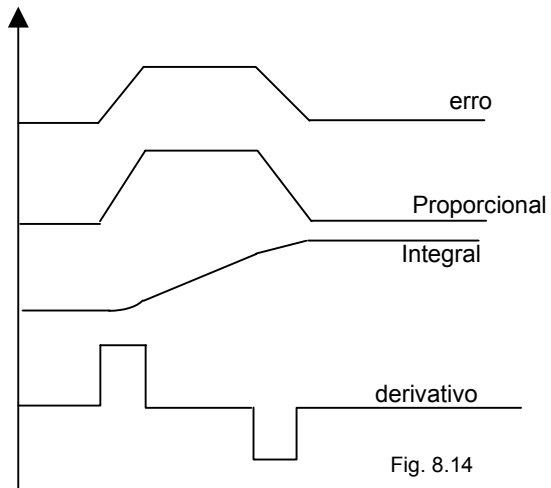


Fig. 8.14

A grande maioria dos processos não necessita da ação derivativa. Ela se torna útil apenas em processos que tem um significativo tempo morto.

Particularmente em variáveis rápidas (vazão e pressão na maioria dos casos) não devemos utilizar a ação derivativa.

Em variáveis notavelmente lentas, como temperatura, nível e analíticas, pode ser viável utilizar a ação derivativa. Porém somente se houver um tempo morto no processo (atraso entre o estímulo e a resposta).

Tempo morto é diferente de constante de tempo longa. A temperatura de um forno de grandes dimensões pode ter tempos envolvidos da ordem de horas. E não necessariamente um tempo morto.

Diz-se eventualmente que a ação derivativa é antecipatória. Na verdade não é possível antecipar o futuro. A correção só ocorre após ter ocorrido o erro. Essa conotação é apenas intuitiva já que a ação derivativa permite uma correção mais rápida em função de uma tendência do erro.

No gráfico apresenta-se o controlador com ação derivativa.

A aplicação da derivada sobre o erro produz um efeito que pode ser indesejável quando o set-point é alterado pela ação do operador.

Em geral, não desejamos que a ação brusca do operador sobre o set-point produza uma resposta do derivativo. É melhor que a derivada se aplicada somente sobre a variável de processo e não sobre o erro.

Em casos de set-point remoto (proveniente de sinal externo), pode ser admissível ou desejável que a derivada se aplique sobre o erro. Porém, é pouco frequente.

No gráfico adiante foi definido uma constante derivativa diferente de zero.

Observe o comportamento do derivativo quando o set-point foi alterado de 40% para 60%.

E o resultado não foi sensivelmente melhor que o caso PI. De qualquer forma, a sintonia do controlador é fundamental para uma boa performance.

Sintonizar o Controlador é determinar-lhe as constantes P, I e D de forma a obter o melhor resultado possível:

Variável retornando ao valor do set-point perante um distúrbio, de forma precisa, rápida e sem oscilação.

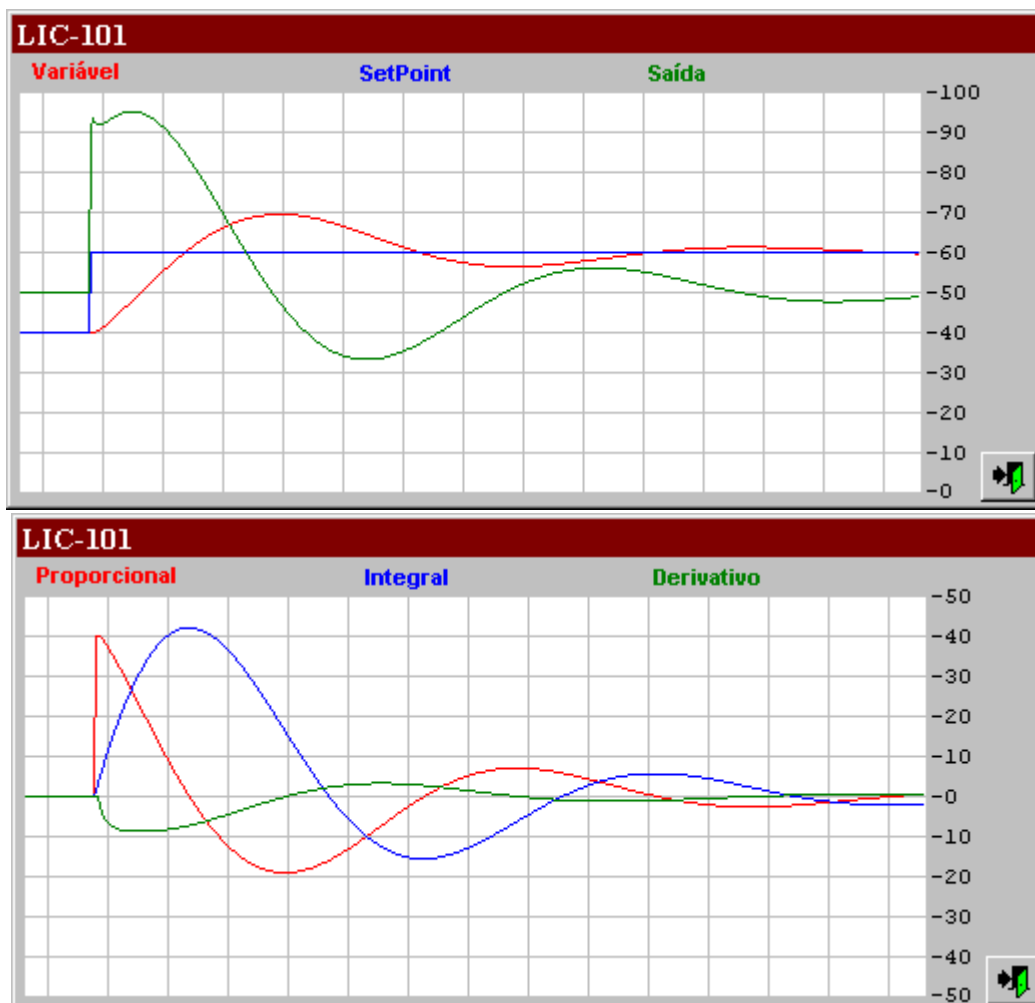


Fig. 8.15

### Estrutura de Controladores

A implementação física ou lógica de um controlador pode adquirir estruturas diferentes no que se refere ao algoritmo de cálculo, porém o resultado final será sempre o mesmo, sendo impossível distinguir entre elas apenas com a observação do seu comportamento.

- **Estrutura PID Paralelo**

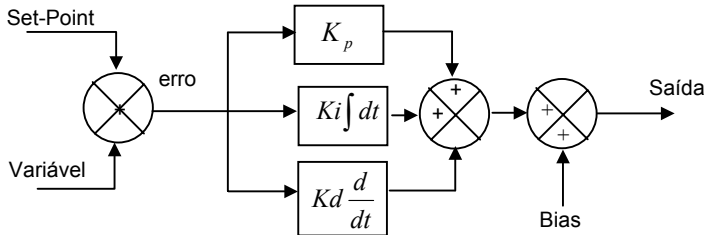


Fig. 8.16 PID paralelo

$$S = Bias + K_p(\text{erro}) + K_i \int (\text{erro}) dt + K_d \frac{d(\text{erro})}{dt}$$

- **Estrutura PID ISA**

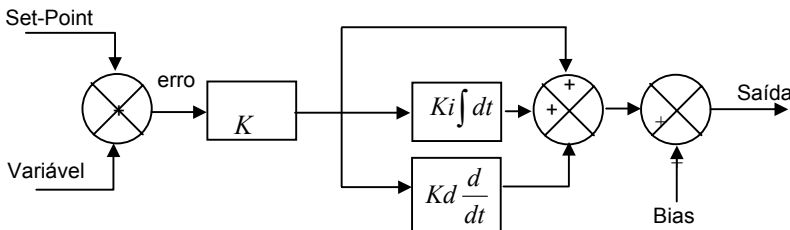


Fig. 8.17 PID ISA

$$S = Bias + K_p \left[ (\text{erro}) + K_i \int (\text{erro}) dt + K_d \frac{d(\text{erro})}{dt} \right]$$

- **Estrutura PID Série**

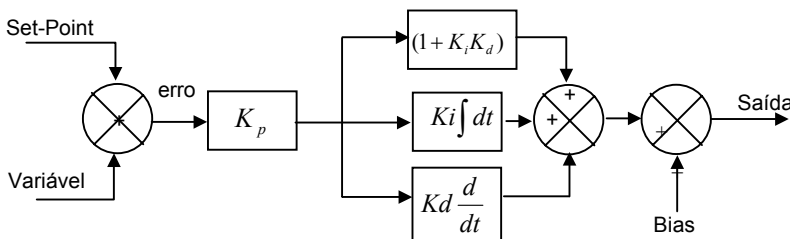


Fig. 8.18 PID Série

$$S = Bias + K_p \left[ (\text{erro}) + K_i K_d (\text{erro}) + K_i \int (\text{erro}) dt + K_d \frac{d(\text{erro})}{dt} \right]$$

sendo as duas primeiras as mais frequentemente encontradas na indústria.

A estrutura PID paralelo é frequentemente preferida na pelos usuários pela sua simplicidade na compreensão e independência entre os ajustes, e a PID misto é recomendada pela ISA (Instruments Society of America).

Na utilização e operação do controlador podemos distinguir as seguintes situações:

**Quanto à origem da saída**, o controlador pode estar em Automático ou Manual.

Na condição de automático, o valor da saída é calculado e continuamente atualizado pelo algoritmo PID.

Na condição de Manual, o valor da saída é determinado pelo operador através de comandos frontais no controlador. O algoritmo de cálculo é inibido.

Na condição de manual, além de inibir o cálculo, o controlador deve forçar e redefinir continuamente o integrador, de modo que a saída calculada seja exatamente o valor da saída manual.

O objetivo disso é evitar um distúrbio na passagem de manual para automático: a saída deve, nesse instante, ter o mesmo valor quando em manual.

Para isso, enquanto estiver em manual, o valor do integrador (parcela integral) é recalculado, forçando a zero a parcela derivativa:

$$I = S - Bias - K_p(\text{erro})$$

onde S é o valor da saída determinada manualmente pelo operador.

Da mesma forma, enquanto estiver em automático, o controlador força o valor ajustável de saída que seria utilizado se em manual, de forma a coincidi-lo com o valor de saída em automático.

Com isso, a passagem de automático para manual será feita de maneira suave e sem distúrbios. Essa característica é chamada

“bumpless”.

**Quanto à origem do Set-Point**, o controlador pode estar em Local ou Remoto.

Na condição de SP local o valor do set-point é determinado pelo operador no frontal do painel.



Quando em Remoto, o set-point é proveniente de um sinal externo, o que permitirá estratégias de controle em cascata.

Da mesma forma o controlador deve garantir ausência de distúrbios na passagem local-remoto.

Para isso, enquanto estiver em Remoto, o valor do set-point ajustável pelo operador, que seria utilizado se em local, é reajustado e forçado para o mesmo valor do sinal do SP remoto.

Entretanto, quando está em Local, o controlador não pode forçar o valor de um sinal externo. Nesse caso, quando da passagem do controlador para Remoto, o operador deve tomar o cuidado de observar se haverá distúrbio e evitá-lo.

**Quanto à aplicação da derivada**, o derivativo pode ser aplicado sobre o erro ou sobre a variável.

Como o erro é definido como a diferença PV-SP, a derivada do erro resultaria:

$$\frac{d(\text{erro})}{dt} = \frac{d(PV - SP)}{dt} = \frac{d(PV)}{dt} - \frac{d(SP)}{dt}$$

A última parcela corresponderia a produzir um resultado proporcional à taxa de variação do set-point. Como o set-point muitas vezes é definido pelo operador, ou sempre poderá sê-lo quando em Local, a saída do controlador produzirá reação pela ação do operador.

Essa reação, em geral, não é desejável, pois dependeria da maneira (brusca ou suave) com que o operador altera o set-point.

Nesse caso, optamos por derivar a variável e não o erro.

**Quanto à direção da ação do Controlador**, ele poderá estar configurado para Ação direta ou Ação Reversa.

Quando em ação direta, com um acréscimo da variável, haverá um acréscimo na saída. Nesse caso, o erro é calculado como:

$$\text{erro} = PV - SP$$

Ao contrário, quando desejamos que a correção ocorra na direção inversa, a ação reversa é implementada calculando o erro como:

$$\text{erro} = SP - PV$$

Essa definição é fundamental para o funcionamento do controle. Caso esteja incorreta, a saída se moverá no sentido contrário ao necessário para corrigir o erro. O controlador, com o tempo, levará a sua saída para valores extremos (saturação) em 0 ou 100%.

Se a derivada é aplicada sobre a variável, quando em ação reversa, devemos inverter o sinal da PV antes de derivá-lo, pois não dependerá do cálculo do erro.

Uma outra estratégia que precisa ser implementada no controlador é a limitação do integrador.

Como a parcela integral é instável, devemos evitar que ela sature com valores além dos limites do necessário. Para isso, sempre que a saída calculada resulte menor que zero ou maior que 100%, o integrador é forçado para um valor tal que a faça igual a zero ou igual a 100%.

Esse procedimento impede que, numa situação de perda momentânea do controle, a parcela integral não tenha que retornar lentamente a valores dentro da faixa. Esse retorno pode demorar tempo desnecessário. Essa técnica é chamada de “anti-reset-windup”.

Na figura, uma representação em blocos da estrutura completa de um controlador paralelo.

A determinação dos fatores  $K_p$ ,  $K_i$  e  $K_d$  fazem parte de um processo chamado sintonia do controlador.

A direção da ação (direto/reverso) e a aplicação da derivada (erro ou PV) são condições previamente definidas e não devem mudar ao longo do tempo, a não ser que haja alteração do processo.

O Bias é uma parcela constante. Em geral atribuímos a ela o valor de 50%, que é o centro da faixa de atuação da saída.

Quando existe a ação integral, o valor do Bias passa a ter pouca importância, pois o integral achará a posição correta da saída.

O Bias é definido como o valor de saída do controlador puramente proporcional ( $K_i=K_d=0$ ) quando o erro é nulo.

Portanto ele é muito importante quando o controlador é apenas proporcional (P).

Em algumas situações, como ajustes de sintonia, levamos o controlador para essa situação de só proporcional. Nesse caso, para não perturbar o processo, antes de zerar  $K_i$  e  $K_d$ , devemos determinar o Bias como sendo o valor de saída do controlador PID, quando em automático com  $SP=PV$ . O parâmetro  $K_p$  também chamado de “Ganho” é um número adimensional pois multiplica o erro em % resultando num valor % de saída.

Às vezes é utilizada a chamada “Banda Proporcional” que corresponde ao inverso do ganho, e é dada em percentual.

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

Um ganho de 1,00 corresponde a uma banda proporcional de 100%. Um ganho de 2,00, BP=50%. Um ganho de 0,50 corresponde a uma BP=200%.

A Banda Proporcional corresponde ao valor percentual do erro que provoca uma variação de 100% na saída pela ação proporcional.

O parâmetro  $K_i$ , também chamada de constante integral é dada em  $\text{minuto}^{-1}$  (inverso do minuto ou 1/minuto). É raro, mas pode ser dado também em  $\text{segundos}^{-1}$ .

É comum se referir a essa unidade como “repetições por minuto”. Corresponde a quantas vezes por minuto a amplitude do erro é repetida na saída pela ação do integral.

É comum encontrar o “Tempo Integral”  $T_i$ . Esse é dado em minutos, ou “minutos por repetição” e corresponde ao inverso do  $K_i$ . Seria como quantos minutos devem se passar para que o erro seja repetido uma vez na saída:

$$T_i = \frac{1}{K_i}$$

É muito importante saber que unidade deve ser usada quando entramos com esse parâmetro no controlador, pois um  $K_i=0,05 \text{ min}^{-1}$  corresponde a um  $T_i=20 \text{ min}$ .

A utilização do  $K_i$  pode ser mais interessante quando se deseja inibir a ação integral: fazemos  $K_i=0$ . Utilizando  $T_i$  deveríamos fazê-lo igual a infinito para obter o mesmo resultado.

O parâmetro  $K_d$  é dado em unidade de tempo: minutos. É comum também encontrar o termo  $T_d$  ou tempo derivativo. Não há diferença entre o  $T_d$  e o  $K_d$ .

$$T_d = K_d$$

O diagrama em blocos da figura abaixo apresenta o que seria a implementação completa de um controlador.

No fluxograma da próxima página é apresentada uma forma de implementação através de um programa de computador ou micro-controlador.

Dentre os vários registros (posições de memória) dedicados a variáveis auxiliares (PV, SP, SP remoto,  $K_p$ ,  $K_i$ ,  $K_d$ , Bias, etc) deve haver um destinado ao Integral (I), um destinado ao valor do erro anterior (*ErroAnt*) e outro ao valor da PV anterior (*PVAnt*).

Cada vez que a rotina for executada o sistema deve ler um relógio e determinar o  $\Delta T$ , que corresponde ao intervalo de tempo decorrido desde a última vez que foi executada (tempo de varredura ou “scan”). No cálculo do integral e do derivativo, esse tempo deve ser convertido em minutos, caso as constantes  $K_i$  e  $K_d$  estiverem nessa unidade.

Sempre que a rotina for terminada devemos atualizar os valores de erro Anterior, fazendo-o igual ao erro atual, e da PV anterior fazendo-o igual à PV atual.

A rotina se inicia calculando o erro, a parcela proporcional (P), a parcela integral (I), a parcela derivativa (D) e a saída que é a soma das três parcelas com o Bias.

A verificação dos limites de saída evitam a saturação do termo integral redefinindo-o.

Com o controlador em manual, o acumulador do Integral é reajustado de forma a evitar o distúrbio na passagem de manual para automático.

Apesar de não estar indicado o mesmo deve ocorrer com o valor ajustado de saída em

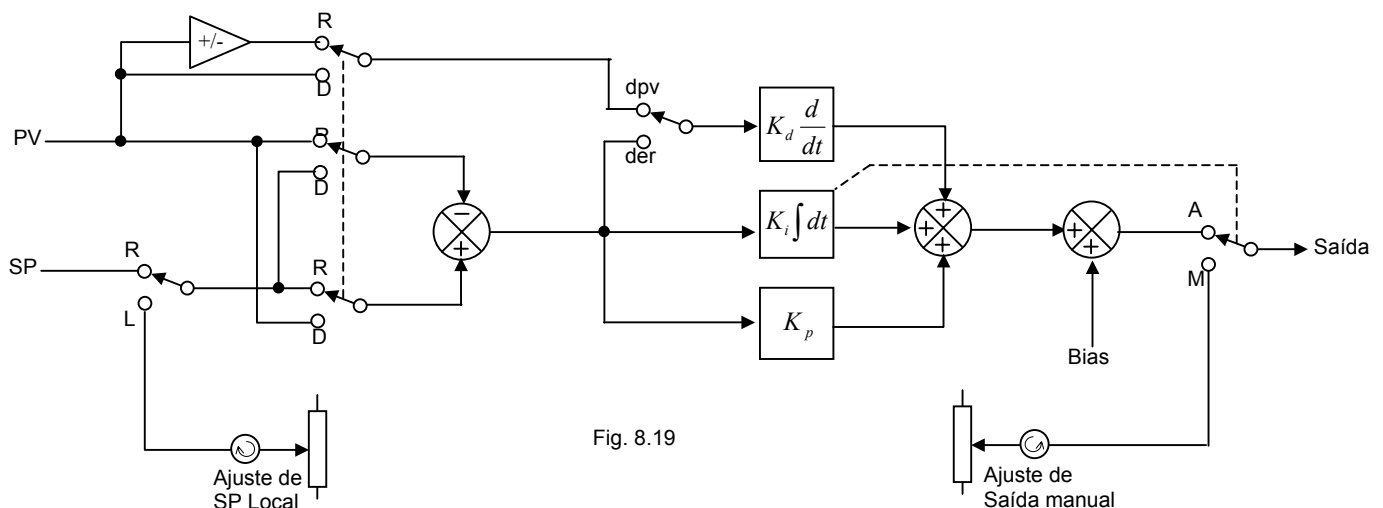


Fig. 8.19

manual, para que não haja distúrbio na passagem para manual. Quanto ao set-point, quando em remoto, o valor de ajuste do SP local deve ser forçado para o mesmo valor do SP remoto de forma a evitar o distúrbio na passagem para Local.

Observe que o valor do Acumulador Integral é instável: enquanto houver erro diferente de zero, ele é sempre incrementado ou decrementado de uma parcela.

O Derivativo será sempre nulo se o erro anterior for igual ao erro atual (estável).

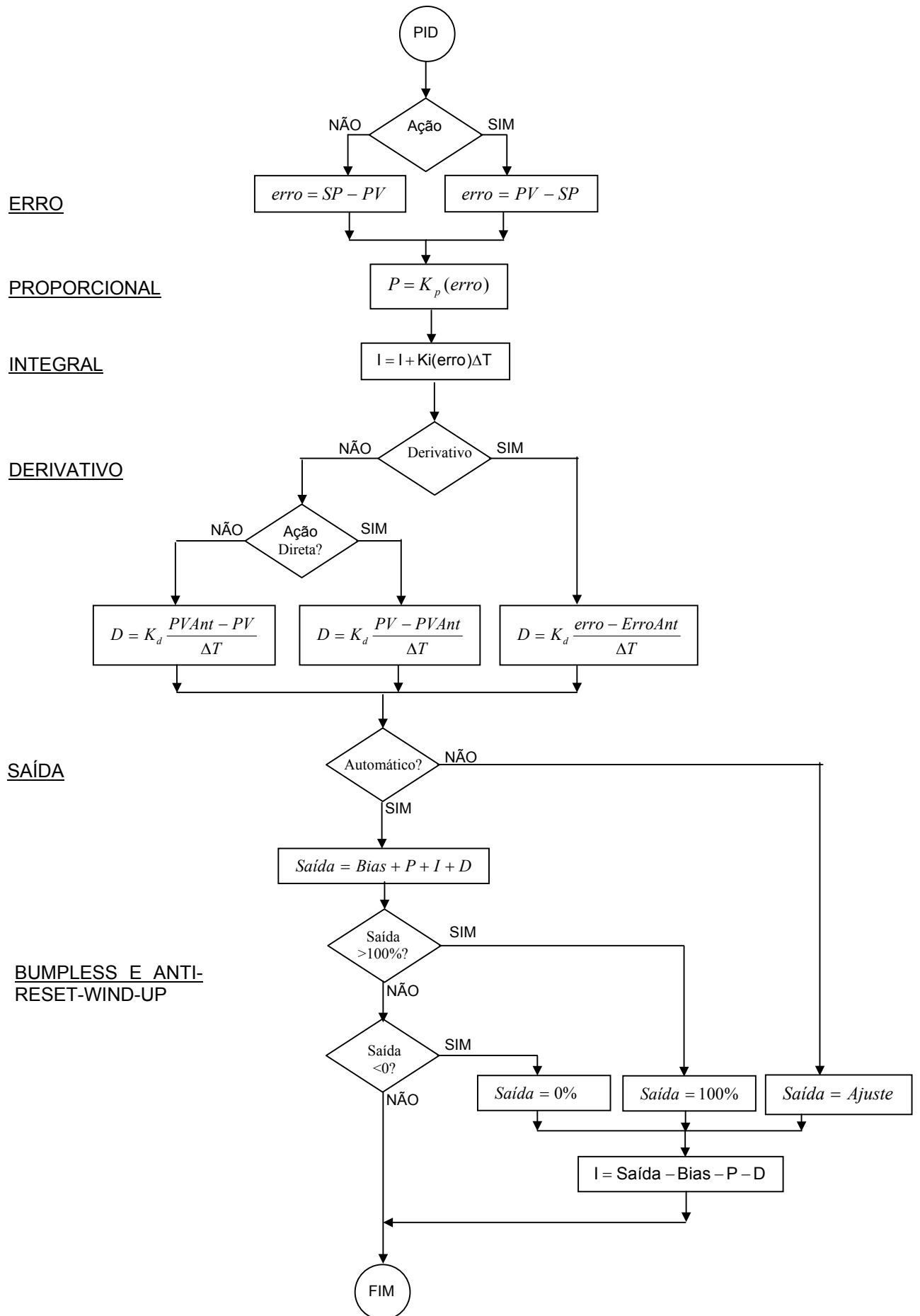


Fig. 8.20

## 9. Estratégias de Controle

A estratégia de controle é a definição da função, quantidade e topologia de interligação de diversos instrumentos determinada com o objetivo de atender à necessidade do processo.

Na tecnologia atual somente os instrumentos de campo são discretos, constituindo uma entidade física (hardware). Os demais instrumentos, em geral, são funções de programa de PLC, SDCD ou supervisor (software).

É importante representar todas essas funções no fluxograma de instrumentação, de modo a tornar claros os objetivos, a forma de programação ou implementação e o funcionamento do controle.

As estratégias descritas a seguir são aplicações clássicas. O projetista deve analisar cada caso de processo, suas implicações e seu comportamento para determinar a estratégia mais adequada. De qualquer forma vale a recomendação: quanto mais simples a estratégia maior a probabilidade de um bom resultado, por ser melhor compreendida e dominada.

### Controle em Feed-back

É a estratégia mais simples, constituída de um sensor/transmissor, o controlador e seu elemento final de controle, todos ligados em um único loop de controle.

A figura representa uma estratégia simples em feed-back para controle de vazão.

O elemento final de controle deve estar posicionado a montante do medidor. Apesar da vazão ser a mesma em qualquer ponto da tubulação, a turbulência produzida pela válvula pode influenciar na medição alterando a pressão ou o perfil de velocidade do fluido.

A próxima figura representa um controle de pressão. Nesse caso, a válvula de controle é colocada antes do sensor, pois o resultado final (pressão) ocorre após a válvula de controle.

Um controle de nível onde a atuação se dá sobre a vazão de entrada de um reservatório é representado abaixo.

De uma forma geral, a variável controlada é medida e a informação é encaminhada ao controlador. Esse por sua vez atua sobre a variável manipulada.

Em todos os casos há que se observar o comportamento do processo e daí concluir sobre a melhor estratégia a adotar.

O sistema de controle deve ser linear, ou seja, a atuação do controlador deve ser capaz de corrigir o erro.

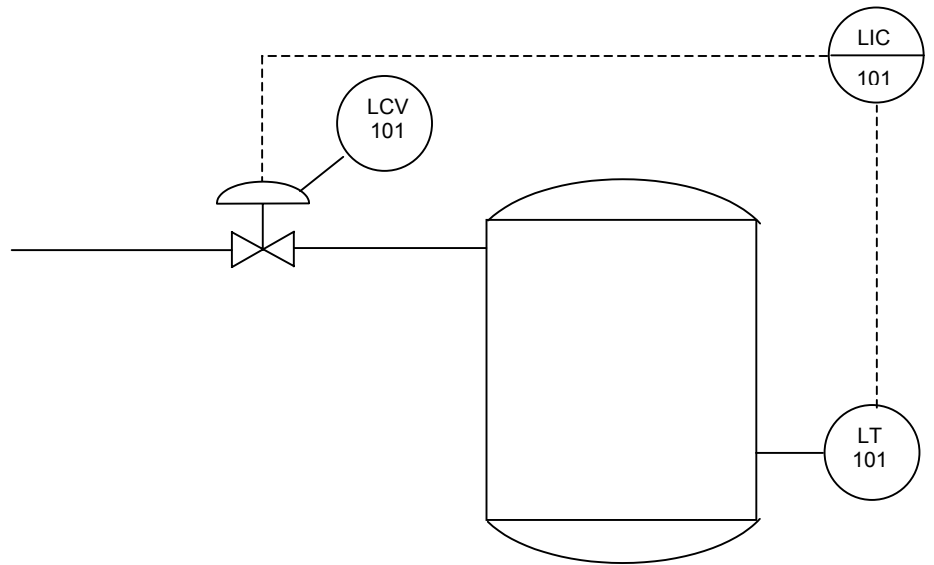


Fig. 9.1

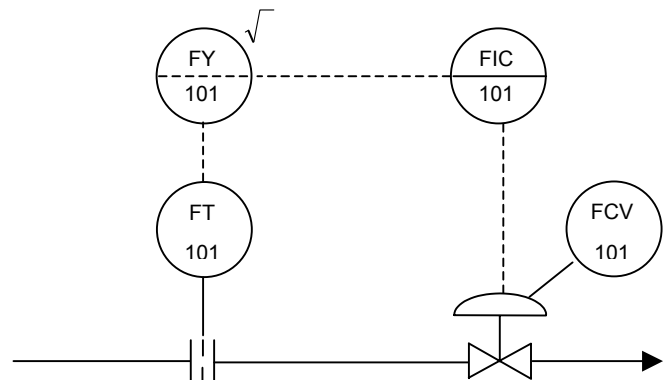


Fig. 9.2

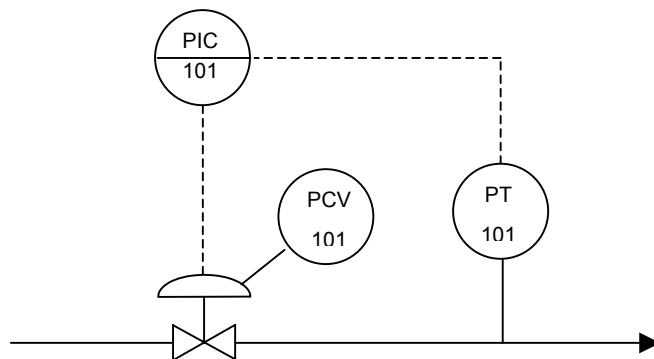


Fig. 9.3

## Controle em Cascata

Essa estratégia se caracteriza pelo uso do set-point remoto do controlador.

Nesse caso, sempre serão usados mais de um controlador, sendo que um escravo recebe o set-point proveniente da saída do controlador mestre.

Essa estratégia permite uma maior flexibilidade de operação.

A figura representa uma estratégia de controle de nível, onde o controlador mestre (controlador de nível) dirige sua saída à entrada de set-point remoto do controlador de vazão.

Esta configuração permite que o operador, durante a partida ou em qualquer outra situação, coloque o controlador de vazão em SP local e trabalhe apenas sobre a vazão.

Essa condição é comum, por exemplo, em nível de caldeiras que, durante a partida deve ser colocado em um determinado valor inicial.

A estratégia em cascata apresenta essa vantagem, mas tem uma desvantagem que devemos considerar: O seu bom funcionamento só ocorre quando a variável principal (nível no caso) é muito mais lenta em resposta do que a variável manipulada (vazão). Pois, utilizando dois controladores, são dois algoritmos PID a serem sintonizados, dois elementos dependentes do tempo, maior dificuldade portanto, de sintonizar.

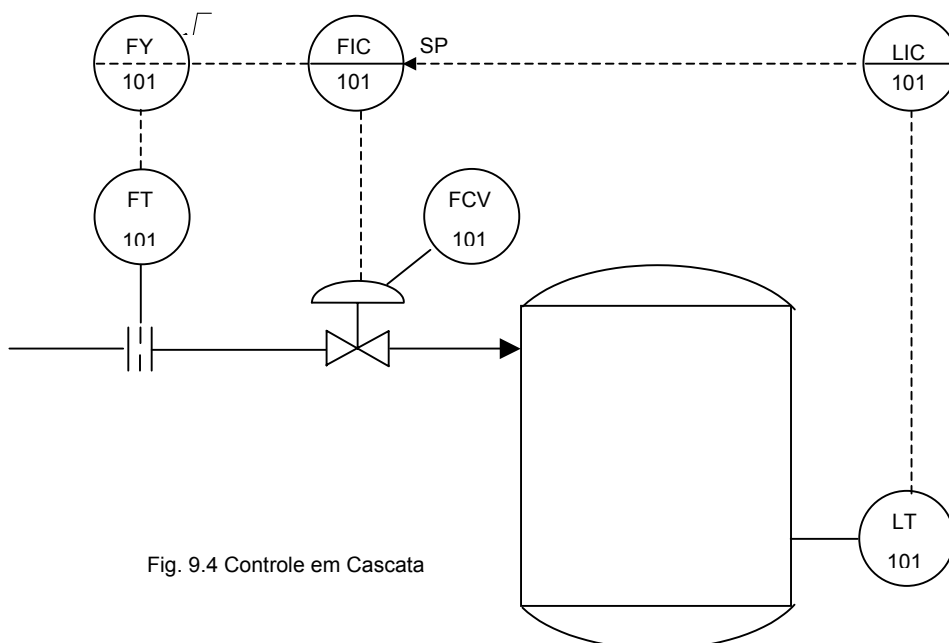


Fig. 9.4 Controle em Cascata

## Razão ou Proporção

Nessa estratégia o objetivo é manter constante a proporção entre duas variáveis.

Na figura do exemplo o controlador mestre é o da temperatura da fornalha. Numa estratégia em cascata ele envia o set-point ao controlador de vazão de ar para produzir a combustão no queimador.

Através de um bloco de proporção o valor da vazão de ar é modificado através da multiplicação por uma constante de forma a estabelecer uma relação adequada de ar e combustível para uma queima perfeita.

Da mesma forma que o controle em cascata, o operador tem a flexibilidade de acender a sua fornalha atuando manualmente ou localmente nos controladores de vazão dos gases.

Uma boa regra geral deve ser seguida: o sistema deve permitir total flexibilidade para a decisão do operador. As estratégias de controle não devem conter parâmetros ou intertravamentos que impeçam o operador de tomar decisões e manobras manualmente, a não ser quando for uma questão de segurança.

Em resumo, a estratégia de controle não pode ter como objetivo evitar ou prevenir erros de operação. Se assim for, as consequências podem ser desastrosas.

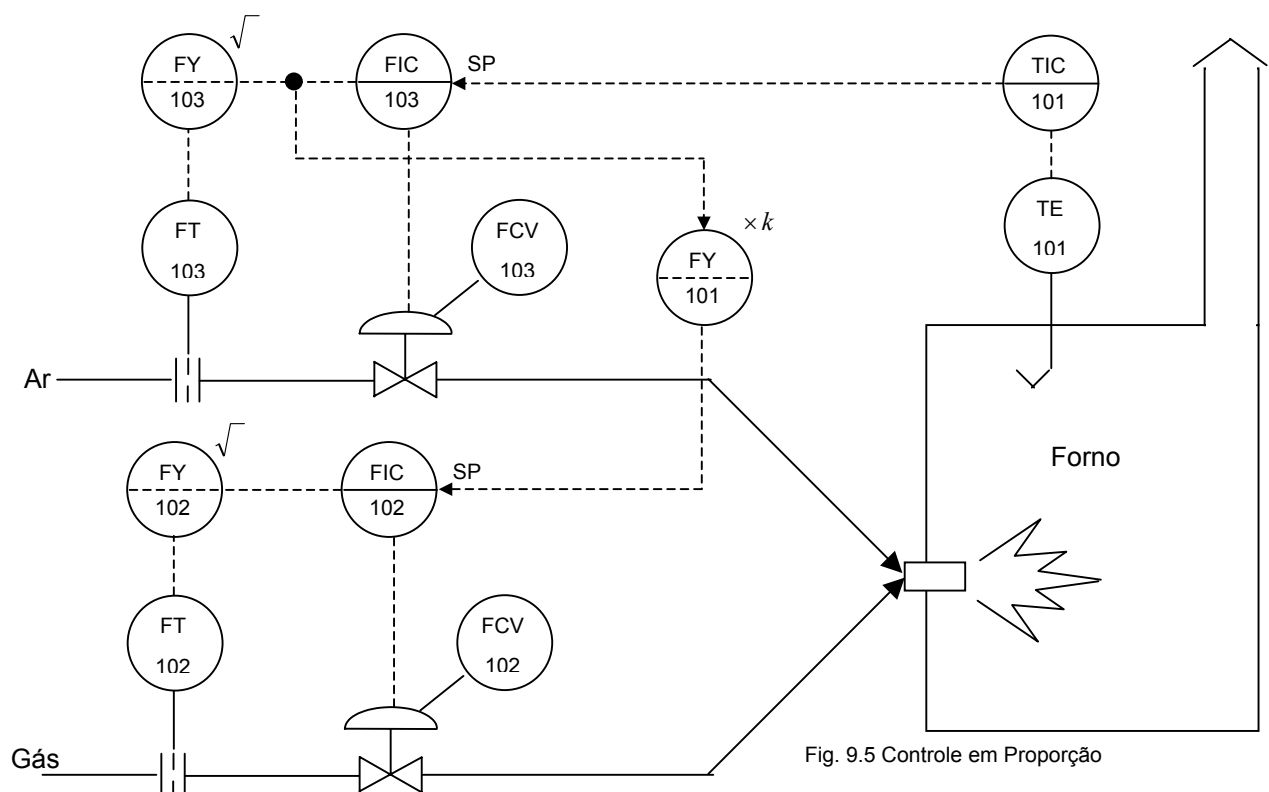


Fig. 9.5 Controle em Proporção



## Limites Cruzados

Uma evolução em relação ao controle de proporção é a estratégia de limites cruzados. É usada quando a proporção entre duas variáveis deve ser mantida e, em caso de distúrbios, queremos garantir o privilégio de uma delas.

É como o caso anterior de controle da mistura de gás e combustível.

Numa situação dessas é interessante observar que o desequilíbrio entre ar e combustível é

muito mais danoso quando falta ar do que quando falta o combustível. Devemos privilegiar o excesso de ar nos distúrbios.

Na estratégia anterior, quando há um aumento de demanda, o ar é solicitado primeiro e o gás o segue. Quando há um decréscimo na demanda, o ar diminui primeiro o seu valor e o gás acompanha. Essa situação pode significar falta de ar por algum momento.

Na estratégia de limites cruzados o controlador de vazão de ar recebe como set-point a vazão de gás. O controlador de vazão de gás recebe como set-point a vazão de ar. Daí o nome da

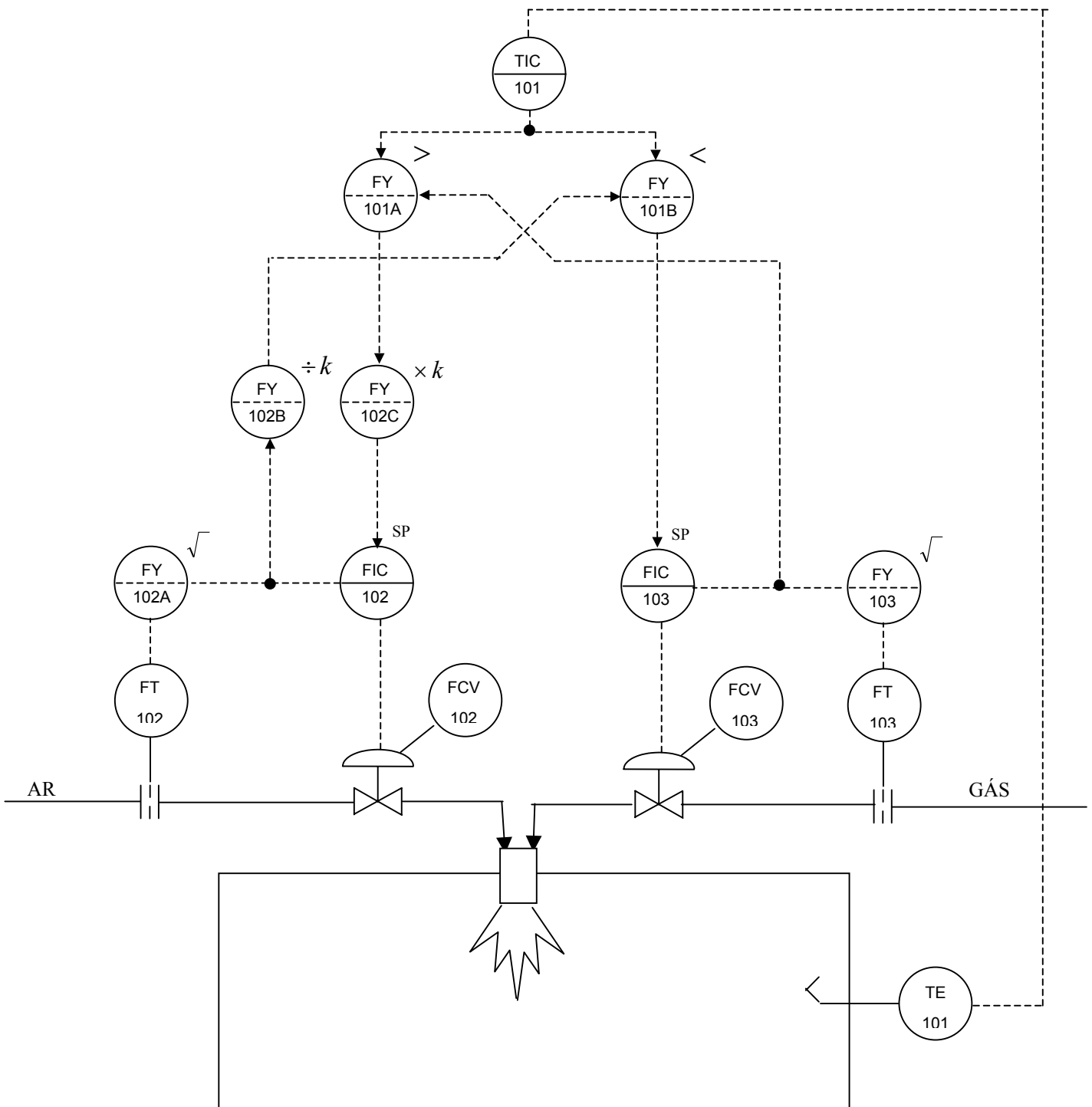


Fig. 9.6 Limites Cruzados

estratégia.

Dois seletores de sinal (maior e menor) são introduzidos, de forma que:

O set-point para vazão de ar é o maior sinal escolhido entre a demanda proveniente do controlador de temperatura e a necessidade de ar proveniente da medição de vazão de gás.

O set-point para vazão de gás é o menor sinal escolhido entre a demanda proveniente do controlador de temperatura e a necessidade de gás proveniente da medição de vazão de ar.

Na demanda ascendente a vazão de ar é chamada a subir primeiro. Na demanda decrescente, a vazão de gás é solicitada a descer primeiro, garantindo o excesso de ar nas manobras ou distúrbios do sistema.

Observe que, nessa estratégia, o fator de proporção  $k$  representa a relação Ar/Gás. Ela multiplica o sinal proveniente de vazão de gás para obter a vazão de ar.

$$Q_{ar} = k \cdot Q_{gás}$$

Em contra-partida o fator  $k$  divide a vazão de ar para obter a vazão de gás.

$$Q_{gás} = \frac{Q_{ar}}{k}$$

Essa divisão e multiplicação devem ser exatas. A aproximação aritmética ou existência de off-set pode colocar o sistema à deriva.

Observe que a proporção, em caso de falha, não é priorizada:

Na falha de ar (válvula de controle emperrada, por exemplo), o gás terá liberdade de movimento para valores abaixo do exigido pelo ar, mas não para cima, se o controlador assim o solicitar.

Na falha de gás (falta de pressão, por exemplo), o ar terá liberdade de movimento para valores acima do exigido pelo gás, mas não para baixo, se o assim o controlador solicitar.

Se o controlador solicitar aumento da demanda e o ar não responder, o gás terá um limite superior no valor solicitado pelo ar. Se o controlador solicitar uma diminuição da demanda e o gás não corresponder, o ar terá um limite inferior no valor exigido pelo gás.

Uma variação do limite cruzado é o chamado às vezes de **“duplo limite-cruzado”**, está representado na próxima figura, e pode resolver esse problema.

A sua utilização pressupõe que a proporção da mistura é fundamental em detrimento da variável mestre.

Aos sinais de vazão de ar e vazão de gás é somada e diminuída uma parcela  $k_1$  e é adicionado um seletor inverso de maneira a limitar a ação de um sobre o outro dentro de um limite de  $\pm k_1$ .

Observe que, nesse caso, o sinal de saída do controlador mestre irá “passar” pelos seletores

se ele estiver num valor situado entre os limites vazão $+k_1$  e vazão $-k_1$ . Ou seja, numa situação estável os dois controladores de vazão estão “em paralelo” obedecendo ao controlador de temperatura.

No caso de distúrbios em que a demanda do controlador de temperatura é alterada para mais,

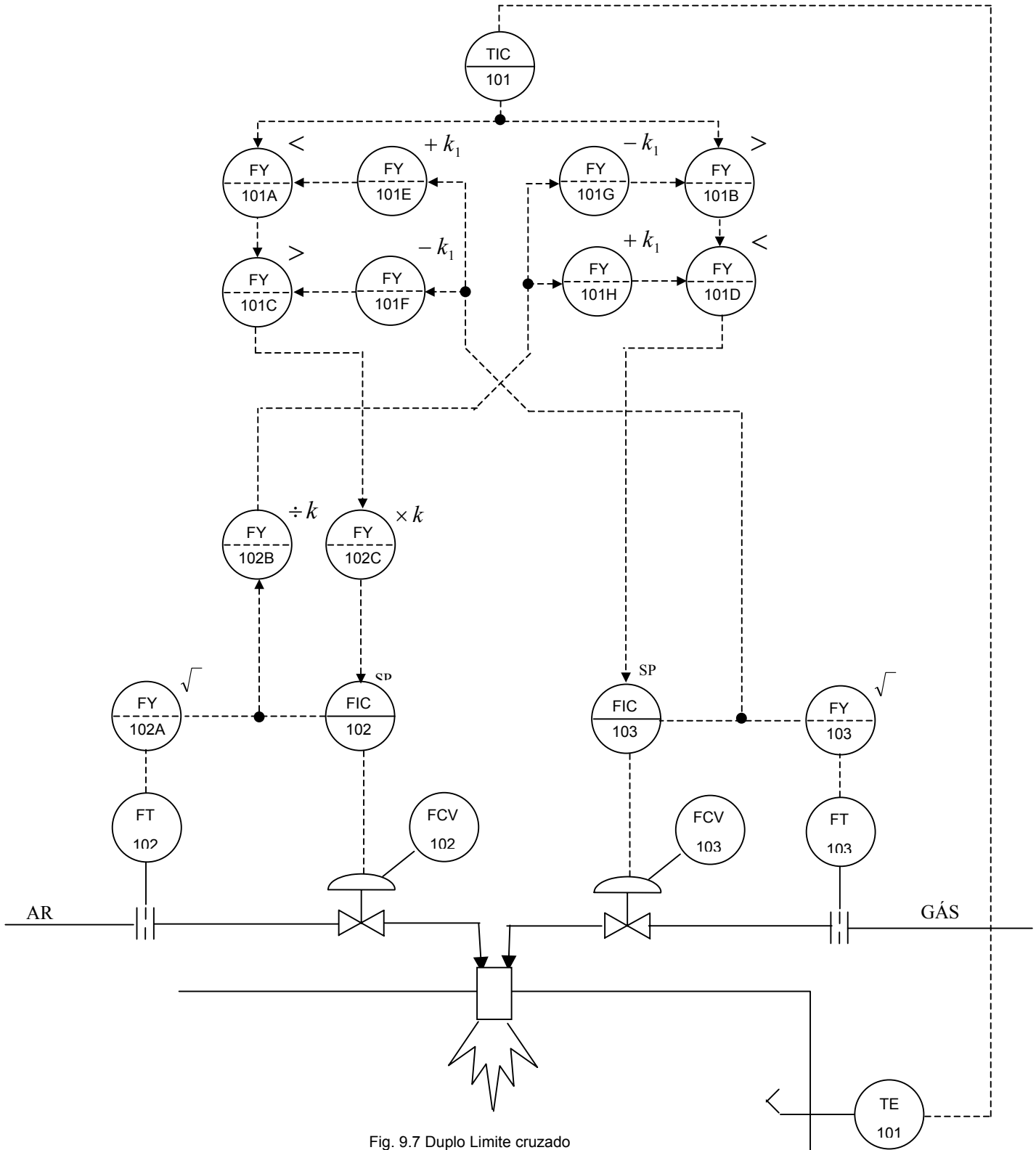


Fig. 9.7 Duplo Limite cruzado

saindo fora desses limites, a vazão de gás será  $Q_{\text{ar}}+k_1$  e a vazão de ar será  $Q_{\text{gás}}+k_1$ , e os dois controladores se acompanharão mutuamente, no sentido de subir, respeitando a velocidade e a limitação do outro, até que seja atingido o limite onde a demanda está entre vazões  $\pm k_1$ , quando assume o controlador de temperatura.

Nos casos de distúrbios em que a demanda do controlador de temperatura é alterada para menos, saindo fora desses limites, a vazão de gás será  $Q_{\text{ar}}-k_1$  e a vazão de ar será  $Q_{\text{gás}}-k_1$ , e os dois controladores se acompanharão mutuamente, no sentido de descer, respeitando a velocidade e a limitação do outro, da mesma forma.

No caso de falha de qualquer um dos gases, o outro respeitará o limite do primeiro dentro de  $\pm k_1$ .

Essa estratégia garante que, tanto numa falta de ar quanto numa falta de gás a proporção seja mantida.

Quanto ao valor de  $k_1$ , se muito baixo significa um processo lento demais nas suas variações. Se for igual a zero, os controladores de vazão estacionam e não respeitam a demanda da temperatura.

Um  $k_1$  muito grande significa muita liberdade, o que elimina a vantagem da garantia da proporção.

Em geral se usa um valor entre 3 e 5%.

É recomendável estabelecer um limite mínimo de vazão de ar. Esse limite não deve se refletir na vazão de gás. Faça como exercício a implementação desse “batente” inferior para o set-point do controlador de vazão de ar.

Essa estratégia, como já foi dito, é adequada quando a prioridade é a relação.

Nos casos de mistura de dois gases, por exemplo, numa estação de mistura onde o controlador mestre é um controlador de pressão, se a pressão é prioritária não devemos utilizar essa estratégia.

Pode ser preferível perder o controle da proporção da mistura, em caso de distúrbio ou falta de um dos gases, do que perder o controle da pressão.

Esses aspectos devem ser analisados sempre que se decide por uma estratégia de controle.

## Feed-Forward

A estratégia chamada feed-forward consiste em utilizar um modelo matemático aplicado sobre variáveis de influência de forma a determinar um valor de saída que concorda com esse modelo, deixando para o controlador principal a liberdade de influir com algum grau de liberdade sobre a malha.

A definição é genérica, porém somente a análise do processo poderá determinar-lhe a composição.

Essa estratégia deve ser muito bem estudada e simulada. Tem a característica de fazer refletir na saída, imediatamente, as variações das variáveis de influência, levando a uma correção antes que o erro se estabeleça.

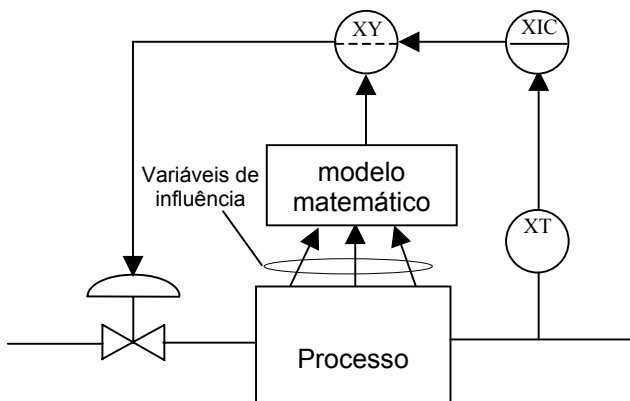


Fig. 9.8

O controlador principal poderá, utilizando seu algoritmo PID, efetuar correções ao longo do tempo de maneira a fazer com que a variável se iguale ao SP sobrepondo eventuais erros de medição ou de modelo.

O principal motivo para optarmos pela estratégia Feed-forward é a presença de tempo morto relevante: a atuação sobre a variável manipulada não se reflete imediatamente sobre a variável controlada e sim após um período de tempo significativo.

Um exemplo simples de feed-forward é o **controle de nível a 3 elementos**, utilizado em caldeiras.

Num controle de nível como este, o modelo matemático a ser utilizado é bastante simples: para manter o nível num valor estável a vazão de água de entrada deve ser o mesmo da vazão de vapor da saída. Pois cada tonelada de vapor produzido consome uma tonelada de água.

Essa condição de coincidência das vazões garante a estabilidade do nível, mas não o seu valor.

O sinal de vazão de vapor é enviado ao set-point do controlador de vazão de água. Com isso, em condição estável garantimos a igualdade.

Interceptando esse sinal de vazão de vapor colocamos um bloco de cálculo somador. Nele somamos a vazão de vapor com a saída do controlador de nível.

O controlador de nível é capaz, então, de modificar a vazão de entrada para fazê-lo igual ao valor desejado de seu set-point.

Para que o controlador de nível mantenha a sua saída dentro de uma faixa de operação adequada e tenha liberdade tanto de aumentar quanto diminuir a vazão de água, é introduzido um off-set, ou seja, um valor constante, subtraindo uma parcela de 50%.

Quando o controlador de nível tem na sua saída o valor de 50% exatos, o somador é transparente: o sinal de vazão de vapor é transferido intacto para o set-point da vazão de água.

Estando o nível fora do valor desejado o controlador de nível tem a possibilidade de alterar a vazão de água de entrada para corrigi-lo.

O valor do off-set de 50% poderia ser um outro qualquer, desde que maior que zero e menor que 100%. Esse fator determinará o ponto de operação da saída do controlador de nível. Como é desejável que o mesmo tenha alguma liberdade de ação em ambos os sentidos, parece mais adequado o valor de 50%.

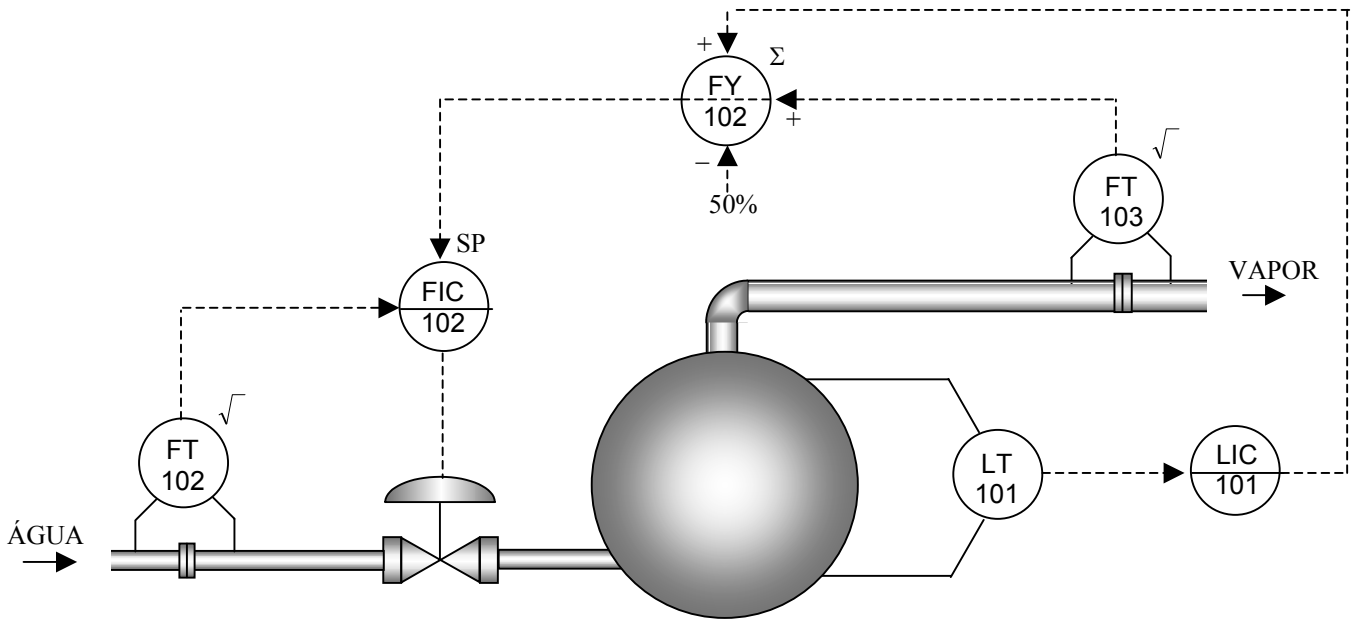


Fig. 9.9 CONTROLE DE NÍVEL A 3 ELEMENTOS

Quando há uma brusca variação do valor de vazão de vapor, em consequência da necessidade do consumidor, essa variação é transmitida instantaneamente à vazão de água, prevenindo-se contra uma futura e provável alteração do nível do tubulão.

O controlador de nível pode estabilizar a sua saída eventualmente em um valor não igual, mas próximo de 50% para corrigir erros da medição de vazão.

Por outro lado, o controlador de nível pode ser sintonizado fortemente proporcional ( $K_i$  muito pequeno, integral muito lento), pois a parcela integral vai atuar como um ajuste fino da vazão de entrada. Isso favorece a estabilidade do controle.

Poderia mesmo ser um controlador apenas proporcional, com um ganho adequado, em geral alto, e um Bias obrigatoriamente igual a 50%.

Essa estratégia é quase obrigatória em caso de caldeiras devido a um fenômeno que ocorre quando há brusca variação de pressão de vapor em consequência de um brusco aumento de consumo: o nível, ao invés de cair, momentaneamente se eleva devido à formação de bolhas na fase líquida. A queda do nível ocorre em um momento posterior.

Essa elevação momentânea do nível é, de fato, falsa do ponto de vista do volume de água contido dentro do tubulão, e essa estranha reação pode provocar, na estratégia simples em feed-back, uma reação do controlador de nível na direção indesejável.

A estratégia de feed-forward pode ser utilizada em processos cujos modelos matemáticos sejam muito mais complexos do que esse caso simples apresentado. Num processo que envolve reações químicas, por exemplo, pode ser uma boa opção, e certamente, diversas variáveis de influência serão utilizadas no modelo.

Um sistema de tratamento de água, por exemplo, pode incentivar a imaginação do projetista na implementação de uma estratégia feed-forward bastante complexa. É um processo que tipicamente envolve atrasos razoáveis.

Por exemplo, de posse da vazão do efluente, seu PH, volume (nível) do reservatório e o PH da saída da água tratada, pode-se determinar um modelo matemático que calcule o valor teórico da vazão de reagente a ser introduzida na mistura (e seu comportamento no tempo) para obtenção do resultado final desejado. Esse valor teórico deve determinar em primeira instância o set-point da vazão do reagente.

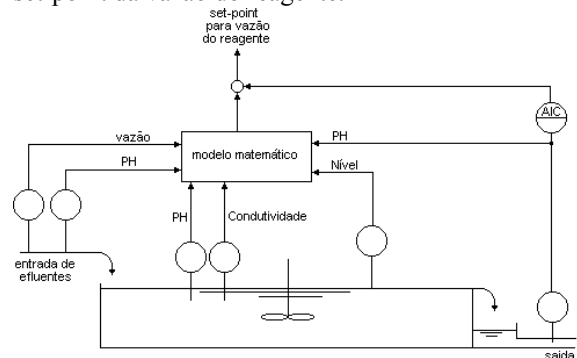


fig. 9.10

Implantado esse modelo matemático, um controlador de pH instalado na saída do efluente medindo o resultado final deverá ter

possibilidade de atuar na vazão do ácido/cal de forma mais ou menos limitada para obtenção do valor desejado.

Uma perturbação na vazão de efluente ou no seu PH provocará uma correção da vazão de reagentes mesmo antes que isso se reflita na qualidade final da água tratada.

## Controle em Split-Range (faixa dividida)

Quando se tem problemas de rangeabilidade da medição ou do controle pode-se usar essa técnica de faixa dividida.

Essa estratégia é caracterizada pelo fato de que um único controlador atua sobre mais de um elemento final de controle, direta ou indiretamente.

Apesar de utilizada com alguma frequência, muitas vezes os resultados não são satisfatórios devido à forte descontinuidade introduzida no ponto de comutação.

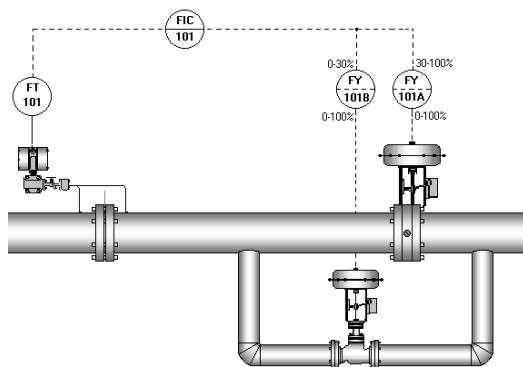


fig. 9.11

No exemplo da figura, por insuficiente rangeabilidade da válvula de controle (dificuldade de controlar eficientemente em valores baixos de vazão), optou-se pela utilização de um ramal de menor diâmetro.

A saída do controlador poderia, por exemplo, ser dividida em duas faixas 0 a 30% e 30 a 100% (veja o primeiro gráfico).

Uma opção suplementar seria compartilhar a faixa de 30 a 40%, como no segundo gráfico da figura, para minimizar a descontinuidade na transição. Isso pode ser adequado ou não, dependendo da curva característica das válvulas.

De qualquer forma, na transição haverá uma inflexão, uma descontinuidade na curva de vazão (terceiro gráfico), onde o controlador costuma ficar indeciso ou oscilante: há uma mudança brusca no comportamento dinâmico do processo.

É difícil conciliar ou obter uma estratégia no sistema que neutralize esses inconvenientes, principalmente pelo fato desses valores se alterarem ao longo do tempo em função de condições de processo ou deterioração das válvulas.

Aconselha-se buscar outras soluções como, por exemplo, adquirir válvulas de controle e/ou medidores e transmissores de maior rangeabilidade.

Dentre as variações possíveis deste exemplo, podemos encontrar uma ramificação que contém, não apenas a segunda válvula, mas também um segundo conjunto de medição (placa de orifício e transmissor de vazão).

Nesse caso, a estratégia do sistema irá manipular, certamente set-points dos controladores.

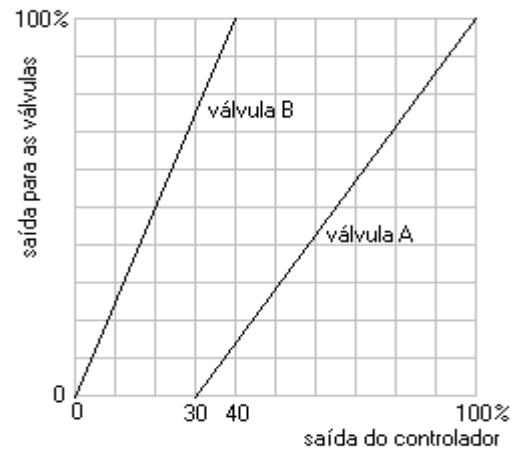
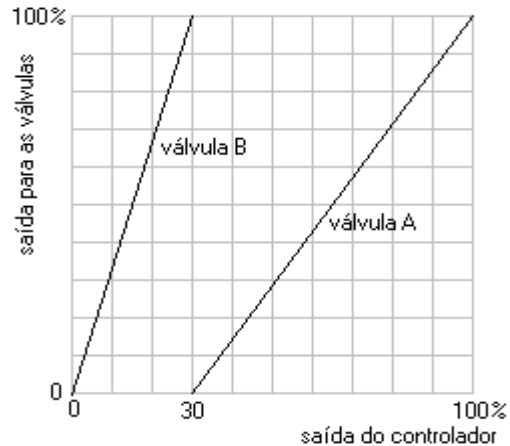


fig. 9.12



## Controle Preferencial

Quando mais de um controlador atua sobre um único elemento final de controle, certamente, de alguma forma, deve ser definida a preferência evitando o conflito, em cada situação específica.

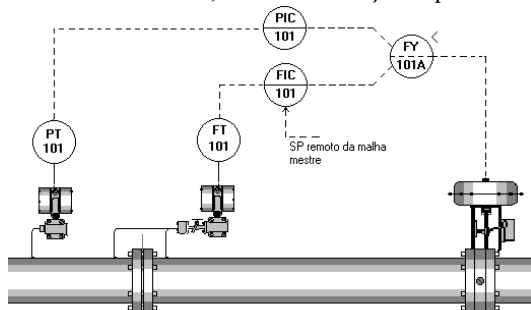


fig. 9.13

No caso da figura, certamente há uma pressão mínima admissível à montante da medição de vazão.

Isso pode ocorrer se, por exemplo, a baixa pressão de um gás significa sua indisponibilidade: podemos consumir uma vazão de gás necessária ao sistema desde que a sua pressão não desça abaixo de um valor mínimo que significa a sua falta.

Nesse exemplo dois controladores atuarão sobre a mesma válvula de controle, sendo o de pressão de forma direta (aumento da pressão manda abrir a válvula), e o de vazão inversa (aumento da vazão manda fechar a válvula). O menor sinal será encaminhado à válvula. O resultado é um limite superior para a vazão de gás.

Naturalmente um dos controladores estará sendo ignorado, tendendo à saturação de sua saída no valor de 100%, que pode ser evitada com alguma técnica adequada.

Se a pressão na fonte é suficientemente alta para o consumo desejado de gás, o controlador de pressão estará saturado com saída em 100%. Esta deve ser a condição normal ou desejável.

Inúmeras variações podem existir, em função da necessidade do processo, naturalmente.

## 10. Sintonia de Controladores

A intervenção mais frequente na manutenção de uma planta industrial, no que se refere a sistemas de controle, é a sintonia de controladores.

Sintonizar um controlador é determinar-lhe os parâmetros de modo a obter um controle de processo que corrija rapidamente um erro, produzindo o mínimo de distúrbio na variável controlada, na variável manipulada e nos sistemas ou processos correlacionados, de forma suave, eficaz e sem oscilação ou indecisão.

Num controlador PID temos três parâmetros  $K_p$ ,  $K_i$  e  $K_d$  cujos valores precisamos determinar para atingir o objetivo.

São três parâmetros, mas não temos um sistema de três equações lineares para calculá-los.

O método de determinação desses parâmetros exige uma análise do comportamento dinâmico do processo, bom senso, experiência do instrumentista e principalmente o conhecimento do algoritmo de controle (PID).

Numa analogia temperamental diríamos que:

A ação proporcional determina a “agressividade” do controlador com o aparecimento do erro. Está relacionada com a amplitude da sua reação perante a magnitude do erro.

A ação integral está relacionada com a rapidez com que o controlador reage perante a persistência ou recorrência do erro.

A ação derivativa está relacionada com a agilidade, a fúria ou “nervosismo” do controlador perante a indisciplina do erro.

Costuma-se dizer que o controlador está “bobo” ou “esperto”, rápido ou lento e “nervoso” ou calmo, mas não é fácil nem exato relacionar essas analogias emocionais com os parâmetros matemáticos do controlador, enquanto máquina.

A tentativa de sintonizar o controlador de forma desordenada e pouco sistemática, em geral não leva a resultados animadores.

### Processos estáveis e instáveis - Identificação

Os processos, de uma forma geral mas não rígida, podem ser classificados como estáveis ou instáveis.

Os processos estáveis, perante uma variação em degrau do valor de saída, tendem a estabilizar a

variável em algum valor qualquer. Existe uma correlação qualquer entre o valor de saída do controlador e o valor da variável.

Essa correlação não é a mesma ao longo do tempo ou em diversas condições de regime do processo. Mas existe.

Num controle simples de vazão, por exemplo, poderíamos levantar uma correlação entre posição da válvula e vazão, para uma determinada condição de processo.

Não é uma correlação fixa: alterando-se as pressões a montante e a jusante da válvula essa correlação vai variar. Ao longo do tempo, com o envelhecimento da válvula e da tubulação, a correlação não será a mesma.

Mas esse é um processo estável. Ou seja, existe um valor qualquer, diferente de zero (início de escala) e diferente de infinito (fim de escala), para o qual a variável tenderá esgotado o tempo necessário para estabilizar.

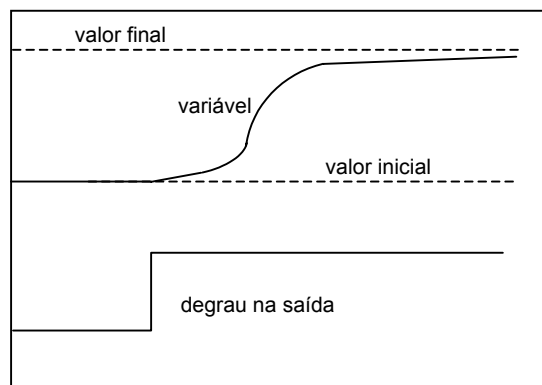


Fig. 10.1 Resposta em degrau de um processo estável

O controle de pressão de um fluido no interior da tubulação é um processo também estável, desde que a vazão no fluido seja diferente de zero. Senão, pode se tornar instável em baixas vazões.

O controle de temperatura de uma fornalha também é um processo estável: à medida que fornecemos uma quantidade constante de energia, a temperatura se elevará até atingir um valor tal que se igualem as perdas (pelas paredes, pela chaminé, pelas portas, etc.) com a quantidade de energia fornecida.

Os processos instáveis não se estabilizam em resposta ao um degrau de saída: ao contrário, a variável tende para infinito (fim de escala) ou para zero.

Não é possível estabelecer uma correlação estática entre o valor da saída e a variável.

Podemos estabelecer uma correlação entre o valor de saída e a velocidade com que a variável altera o seu valor no tempo.

Um controle de nível de um reservatório, atuando sobre a vazão de entrada, sendo a vazão de saída independente do nível, é instável.

Se provocamos um degrau na saída, estabeleceremos uma vazão de entrada diferente da vazão de saída. Então o nível irá subir ou descer, em rampa, até atingir o seu limite físico (nível zero ou transbordamento).

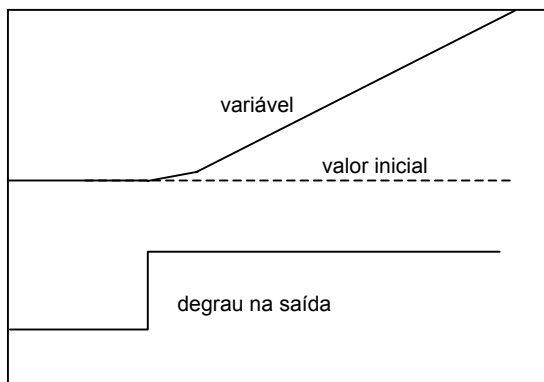


Fig. 10.2 Resposta em degrau de um processo instável

Por outro lado, esse mesmo processo de nível, quando a vazão de saída depende do valor do nível (tubulação de saída aberta ou com restrição fixa, por exemplo) se tornará estável.

Um controle de pressão de gás em uma tubulação que confina um volume significativo no seu interior e onde a vazão não depende da pressão por estar controlada à frente, é um controle instável. Porém, se o controlador de vazão for colocado em manual (saída fixa), a vazão dependerá da pressão e o processo se torna estável.

O controle de pressão de vapor numa caldeira é, em condições normais, instável: se aumentamos em degrau o fornecimento de combustível, estaremos fornecendo energia contínua e desnecessariamente ao sistema e a pressão subirá indefinidamente. E como uma panela de pressão sem escape, explodirá se os dispositivos de segurança não atuarem.

Não podemos dizer necessariamente que um processo estável é mais difícil ou mais fácil de se controlar ou sintonizar que o instável.

Se por um lado, o processo estável tende para um valor finito no caso de descontrole, por outro lado, o processo instável garante que sempre atingiremos o set-point, por ser um processo integrador.

## Determinação da ordem de grandeza dos Parâmetros

Esse procedimento é empírico, e podemos chamá-lo de determinação da “ordem de grandeza” desses parâmetros.

Uma boa dose de bom senso é desejável.

Ordem de grandeza significa um valor próximo do qual o valor ideal deve estar. Ele pode valer o dobro ou a metade, mas não será, certamente, dez vezes maior ou dez vezes menor...

A avaliação da ordem de grandeza dos parâmetros podem ser feitas “off-line”, ou seja, de forma empírica sem necessidade de observação do processo em funcionamento; até mesmo antes da planta ser colocada em operação.

Um controlador sintonizado tomando-se como base essas ordens de grandeza vai funcionar! Pode não ser um funcionamento ideal, mas vai permitir uma operação pelo menos viável, para começar.

### Constante Proporcional $K_p$ - processo estável

Num processo estável, a constante proporcional está relacionada com o ganho do seu processo.

Se, para alterarmos em 10% o valor da variável, for necessário produzir 20% de variação da saída do controlador, então necessitamos de um ganho com valor próximo de 2 (dois), pois um erro qualquer precisa ser reproduzido em dobro na saída para uma correção próxima do suficiente.

Num caso inverso, se para alterarmos em 20% o valor da variável for suficiente produzir 10% de variação da saída do controlador, então necessitamos de um ganho com valor próximo de 0,5.

Num controle simples de vazão, por exemplo, sabemos que, com saída zero, a vazão deve ser próxima de zero (válvula totalmente fechada). Com a saída máxima (válvula totalmente aberta), devemos ter uma vazão próxima de 100%, se o sistema estiver bem dimensionado.

Podemos avaliar a ordem de grandeza da constante proporcional como valendo 1 (um), para esse caso.

A ordem de grandeza da constante proporcional será avaliada como a relação entre a variação da saída do controlador e a correspondente variação do valor da variável:

$$K_p \cong \frac{\Delta S}{\Delta PV}$$

E essas variações consideradas devem ocorrer próximo do ponto de trabalho do controlador em condição normal ou mais frequente.

Isso devido ao fato de que a variável não tem, na maioria dos casos, uma relação linear (reta) com o valor de saída: dependendo do ponto de operação o  $K_p$  será avaliado diferentemente.

#### Constante Proporcional $K_p$ - processo instável.

Como o processo é instável, não existe uma relação estática entre variações de saída e mudanças do valor da variável controlada.

O valor de saída que mantém o processo estável é sempre determinada por outras variáveis que não as envolvidas na malha de controle em questão.

Podemos avaliar a constante proporcional através de um raciocínio empírico.

Podemos relacionar um erro hipotético com a variação desejável na posição da válvula.

Se, por exemplo, um erro de 20% deve provocar na válvula uma variação de 50% na sua posição, o ganho do controlador deverá ser cerca de  $50/20 = 2,5$ .

Porém, se o controle não é crítico e podemos admitir um erro maior, o ganho de 1,0 ou menor, pode ser determinado.

Não se recomenda determinar um ganho muito alto a priori, sem observar o comportamento do processo. A tendência à oscilação pode ser desastrosa.

Se um tempo morto (atraso entre estímulo e resposta) é previsível então é bom não escolher um ganho alto.

Agir da mesma forma, se a constante de tempo do processo é muito longa.

A temperatura de uma fornalha de grandes dimensões, ou o nível de um tanque de grande volume podem ter respostas muito lentas ou seja, constante de tempo grande.

Da mesma forma o controle de variáveis analíticas (pH, concentração de oxigênio, etc.) podem ter tempo morto e constante de tempo longos simultaneamente.

Melhor ter cuidado com o ganho. Mesmo porque, o processo instável nos garante que sempre, em condições normais, se atingirá o valor desejado mais cedo ou mais tarde, já que é um processo integrador.

Melhor ouvir o operador solicitar providências porque o controlador está tímido do que por estar oscilando freneticamente!

#### Constante Integral $K_i$ – processo estável

A constante integral está relacionada com o tempo de reação do processo.

Um processo lento terá uma constante integral pequena, ou tempo integral longo

Um processo rápido, ao contrário deve ter  $K_i$  alto.

O controlador deve ser tão rápido ou tão lento quanto o processo. Um processo lento e um controlador rápido deve ficar instável. Um processo rápido e um controlador lento não atingirá o objetivo no tempo.

Num processo tipicamente exponencial, que é a maioria dos casos, devemos avaliar o tempo necessário para que a variável atinja cerca de 60% do seu valor final na resposta ao degrau.

Esse tempo, mesmo que não possa ser medido na prática, é perfeitamente avaliável. Pelo menos quanto à sua ordem de grandeza.

A temperatura de um forno de grandes dimensões pode demorar dezenas de minutos ou horas para estabilizar. Um controle de vazão levará alguns segundos ou dezenas de segundos para estabilizar.

A ordem de grandeza da constante integral deve valer o inverso desse tempo.

$$K_i \cong \frac{1}{\Delta T} \quad \text{ou} \quad T_i \cong \Delta T$$

Se a estrutura do controlador for ISA (misto), então divida o valor de  $K_i$  pelo ganho  $K_p$  ou multiplique  $T_i$  pelo ganho  $K_p$ . Isso é óbvio pela simples análise da diferença entre as estruturas.

Devido à possibilidade de oscilação do processo, recomenda-se um ajuste num valor inferior ao  $K_i$  estimado (ou  $T_i$  num valor superior).

Por outro lado se o ganho (já determinado) é elevado, maiores são as chances do processo oscilar. Reduzir  $K_i$  é razoável.

Como não é fácil determinar com precisão o tempo necessário para atingir 63% do valor e estamos tratando de ordem de grandeza, pode-se admitir uma incerteza razoável nesse procedimento.

#### Constante Integral $K_i$ – processo instável

A avaliação empírica da ordem de grandeza da constante integral para o processo instável deve ser bastante conservadora, pois o desempenho do sistema está relacionado também com a magnitude do tempo morto e aqui o relacionaremos apenas com a velocidade da resposta do processo.

Se o tempo morto do sistema não é muito relevante, podemos avaliar o limite inferior para o  $K_i$  avaliando a velocidade do processo.

Diante de um estímulo em degrau (que pode ser hipotético) avaliar qual seria a velocidade do processo  $\frac{\Delta PV}{\Delta t}$ .

A constante integral pode ser avaliada como a relação entre a velocidade e o valor do degrau:

$$K_i = \frac{\Delta PV}{\Delta S \cdot \Delta t}$$

Tanto o  $\Delta PV$  quanto o  $\Delta S$  devem ser tomados em percentual, e o  $\Delta t$  em minutos. Se o parâmetro for  $T_i$ , basta tomarmos o inverso:

$$T_i = \frac{\Delta S \cdot \Delta t}{\Delta PV}$$

Essa avaliação faz com que a velocidade do termo integral do controlador seja semelhante à velocidade de resposta do processo.

Essa avaliação vale para a estrutura PID paralelo. Para a estrutura ISA, dividir o valor de  $K_i$  pelo ganho  $K_p$ , ou multiplicar o valor de  $T_i$  pelo ganho  $K_p$ .

#### Constante Derivativa $K_d$

Não é recomendável trabalhar com um valor de derivativo enquanto não puder ser analisado o processo em tempo real. Isso porque a ação derivativa tem respostas muito rápidas no tempo.

Ou seja, num procedimento preliminar de avaliação de ordens de grandeza, recomenda-se ajustá-lo como zero. Quando for possível obter um controle estável em operação real então aplicá-lo.

Para processos de resposta rápida (vazão, pressão ou nível em reservatório de pequenas dimensões) é preferível utilizar o controlador PI e não PID.

A ação derivativa só vai ser útil, ou inofensiva, quando houver um tempo morto ou atraso do processo mensurável.

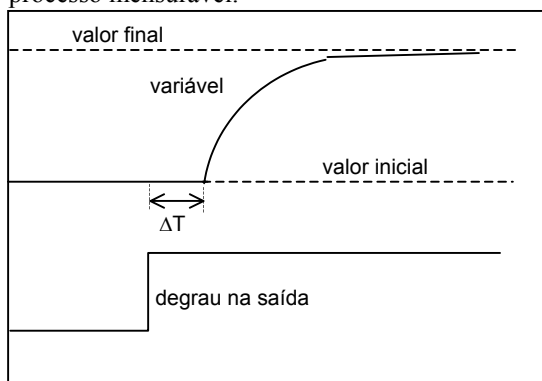


Fig. 10.3 Resposta em degrau de um processo estável

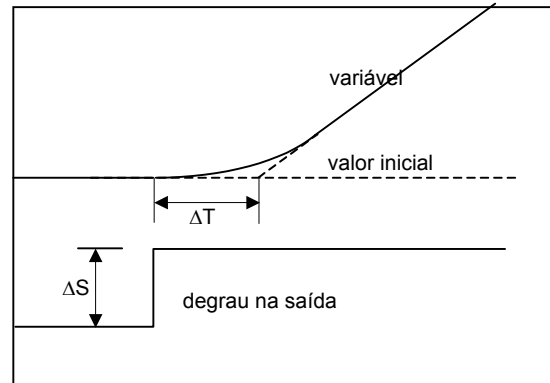


Fig. 10.4 Resposta em degrau de um processo instável

Se é possível avaliar o valor desse tempo morto, podemos fazer a constante derivativa igual à metade ou um terço do valor desse tempo morto, pois a sua ordem de grandeza é próxima desse valor.

Da mesma forma, para estrutura ISA dividir  $K_d$  pelo valor do ganho  $K_p$ .

O tempo morto corresponde ao tempo necessário para se iniciar uma reação da variável perante o estímulo em degrau.

### Escolha da estrutura do controlador

Em geral, quando o valor do tempo morto é comparável com o valor da constante de tempo pode-se dizer que a malha é particularmente difícil de ser sintonizada.

Podemos relacionar o valor da constante de tempo  $\theta$  e do tempo morto  $\tau$  (tempo necessário para início da reação do processo).

Nos processos estáveis, a constante de tempo é o tempo necessário para a variável atingir 63% do valor final.

Para processos instáveis vamos definir aqui a constante de tempo como sendo a relação entre o grau de saída e a velocidade da variável:

$$\theta = \frac{\Delta S \cdot \Delta t}{\Delta PV}$$

Se o tempo morto for inferior a 20% da constante de tempo, podemos utilizar o controlador PI, levando a zero a constante derivativa:

$$\frac{\tau}{\theta} < 0,2 \Rightarrow \text{Controlador PI}$$

Se o tempo morto estiver entre 20% e 50% da constante de tempo, devemos utilizar o controle PID:

$$0,5 > \frac{\tau}{\theta} > 0,2 \Rightarrow \text{Controlador PID}$$

Se o tempo morto é superior à metade da constante de tempo, porém ainda inferior a ela, temos um processo difícil de ser controlado:

$$1 > \frac{\tau}{\theta} > 0,5 \Rightarrow \text{Processo de difícil controle PID}$$

Finalmente, para tempo morto superior à constante de tempo, temos um problema sério e devemos buscar outras estratégias de controle como feed-forward, corretores e modelos:

$$\frac{\tau}{\theta} > 1 \Rightarrow \text{utilizar estratégia mais elaborada}$$

Esses critérios, evidentemente, são apenas referenciais, e justificam a larga utilização de controles PI em detrimento do PID.

## Métodos de Sintonia de Controladores

Métodos mais sistemáticos de sintonia de controladores são apresentados adiante.

Esses métodos partem da identificação do processo e só podem ser aplicados a partir da intervenção no controle com o processo funcionando, ou seja, “on-line”.

Na maioria dos casos não é possível, impunemente, provocar distúrbios no processo para observar-lhe o comportamento, particularmente em processos que envolvam alguma segurança operacional.

Por outro lado, esses métodos são baseados em modelos teóricos e não podem ser tomados como regra rígida (deve prevalecer algum bom senso), pelos seguintes motivos:

- Os modelos teóricos nem sempre coincidem com a realidade. Não podemos acreditar que os processos reagem com uma perfeita resposta exponencial ou como perfeitos integradores. Estamos sujeitos a não linearidade de elementos finais de controle, tanto na sua resposta estática, quanto no tempo.
- Outras influências sobre o processo podem não ser contempladas, e podemos deparar com comportamentos estranhos aos modelos matemáticos utilizados.
- Esses métodos procuram a resposta ideal do controlador olhando somente do ponto de vista da variável controlada. O resultante comportamento da variável manipulada (estresse da válvula de controle, fortes distúrbios sobre o processo periférico e outras consequências operacionais) não são consideradas. Por exemplo, no controle da pressão de vapor de uma caldeira, um controlador muito agressivo, mesmo resultando num bom comportamento da pressão (resposta rápida e precisa), pode apagar a chama perante um distúrbio razoável. Isso pode não ser desejável.

## Método da identificação do processo através da resposta a um degrau

Consiste em produzir uma variação em degrau na saída do controlador e determinar os tempos envolvidos no processo.

### Processo Estável

No registro gráfico (figura 10.5) estando estável a variável, com saída do controlador em 50%, foi provocado um degrau levando instantaneamente a saída para 70%.

Condição inicial:

$$PV=37,5\%$$

$$MV=50\%$$

Condição final:

$$PV=73,5\%$$

$$MV=70\%$$

O ganho do sistema pode ser calculado como a relação entre a variação da saída e a variação da variável:

$$G_s = \frac{\Delta S}{\Delta PV} = \frac{70 - 50}{73,5 - 37,5} = \frac{20}{36} = 0,56$$

O tempo morto  $\tau$  é o tempo necessário para início da reação do processo. O exemplo ilustra uma simulação de controle de vazão.

Nesse caso pode ser avaliado em cerca de 3 segundos (cada divisão corresponde a 10 segundos).

$$\tau=3 \text{ segundos}$$

A constante de tempo  $\theta$  corresponde ao tempo necessário para a variável atingir 63% do seu valor final.

Como a variação foi de 37,5 para 73,5% correspondente a

$$73,5-37,5=36\%,$$

então 63% dessa variação será

$$0,63 \times 36 = 22,7\%$$

Então o ponto de 63% corresponde a

$$37,5+22,7=60,2\%.$$

O tempo necessário para atingir 60,2% foi estimado em cerca de 5 segundos.

$$\theta=5 \text{ segundos.}$$

De posse desses dados podemos determinar as constantes para as diversas estruturas de controlador:

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	$0,8G_s \frac{\theta}{\tau}$	$0,8G_s \frac{\theta}{\tau}$	$0,8G_s \frac{\theta}{\tau}$	$0,83G_s \left( \frac{\theta}{\tau} + 0,4 \right)$	$0,83G_s \left( \frac{\theta}{\tau} + 0,4 \right)$
$K_i$	0	$\frac{0,8G_s}{\tau}$	$\frac{1}{\theta}$	$\frac{0,85G_s}{\tau}$	$\frac{1}{\theta + 0,4\tau}$
$K_d$	0	0	0	$0,35\theta \cdot G_s$	$\frac{\theta \cdot \tau}{\tau + 2,5\theta}$

Tomando como exemplo o controlador ISA (misto) lembrando que os tempos estão em segundos:

$$K_p = 0,83G_s \left( \frac{\theta}{\tau} + 0,4 \right) = 0,83 \times 0,56 \left( \frac{5}{3} + 0,4 \right) = 0,96$$

$$K_i = \frac{1}{\theta + 0,4\tau} = \frac{1}{5 + 0,4 \times 3} = 0,161$$

repetições por segundo que equivale a:  
 $0,161 \times 60 = 9,7$  repetições/minuto.

$$K_d = \frac{\theta \cdot \tau}{\tau + 2,5\theta} = \frac{5 \times 3}{3 + 2,5 \times 5} = 0,97$$

segundos, que corresponde a:

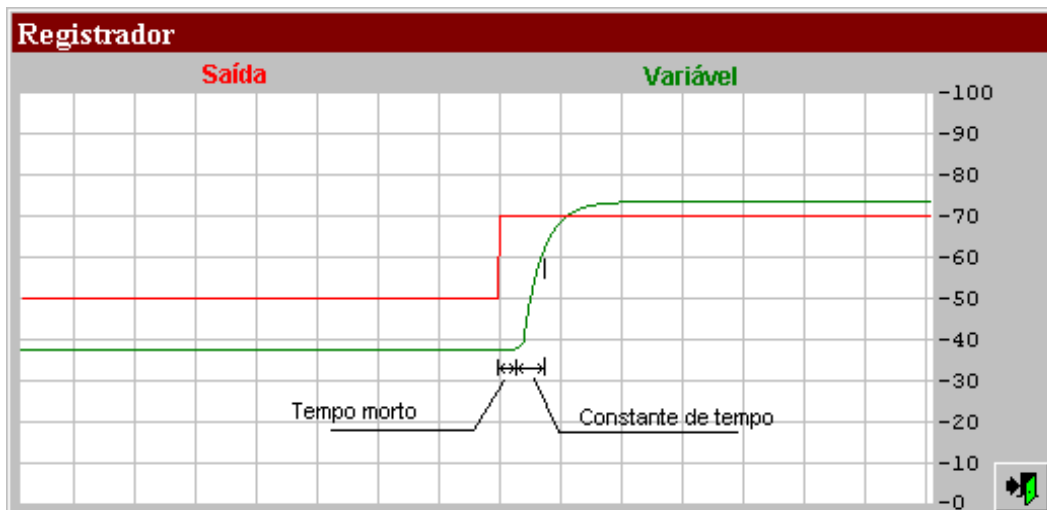


figura 10.5



$$\frac{0,97}{60} = 0,016 \text{ minutos.}$$

Para as demais estruturas valem os cálculos abaixo:

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	0,75	0,75	0,75	0,96	0,96
$K_i$	0	9	12	9,5	9,7
$K_d$	0	0	0	0,016	0,016

Observe que pelo critério da avaliação das ordens de grandeza para um controlador PI, teríamos partido com  $K_p=0,56$  e  $K_i=12\text{min}^{-1}$ , que, mesmo com um ganho menor e um integral mais rápido, certamente teria tornado viável a operação.

No registro gráfico da figura 10.6 adiante, observamos o comportamento do controle quando passamos para automático com os parâmetros calculados. O set-point coincidia inicialmente com a variável em 40%. No primeiro momento o SP foi bruscamente ajustado para 70%, e posteriormente foi levado para 50%.

A variável tende a uma leve oscilação fortemente amortecida, sendo o seu segundo ciclo em amplitude muito inferior ao primeiro.

Isso é desejável para esse modelo. O controlador deve ser sintonizado para produzir um leve “over-shoot”.

Em muitos casos pode ocorrer de não se detectar tempo morto. Ou, pelo menos, ele ser muito pequeno quando comparado à constante de tempo.

Um tempo morto nulo levaria a um ganho muito alto, e  $K_i$  muito rápido. Nesse caso a malha admite um ganho muito alto, sem oscilar.

Tempo morto nulo significa um processo facilmente controlável.

Caso ocorram valores muito altos de  $K_p$  e  $K_i$  vale a análise do comportamento do processo periférico e variável manipulada. Sugere-se que  $K_p$  não ultrapasse cerca de 2 a 3 vezes o ganho do processo  $G_s$  e que  $K_i$  não ultrapasse 2 a 3 vezes o inverso de  $\theta$ .

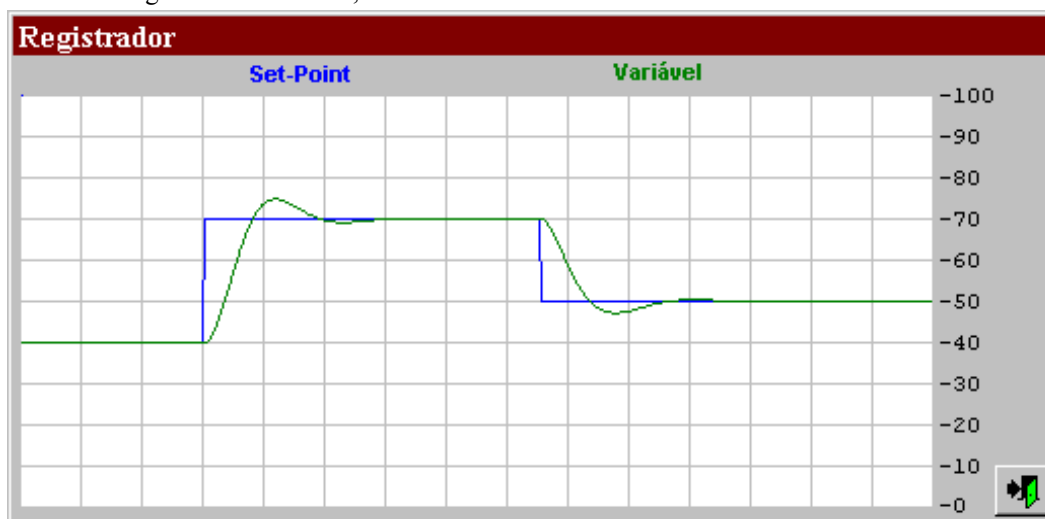


figura 10.6

### Processo Instável

Analisaremos a resposta ao degrau de um processo instável. O modelo é o controle de nível exemplificado na figura 20.7.

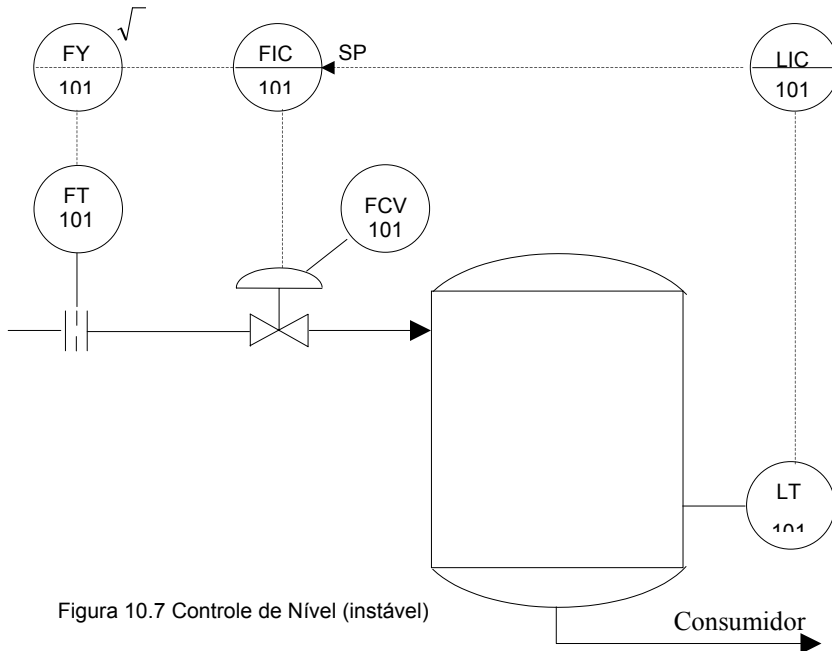


Figura 10.7 Controle de Nível (instável)

Nesse caso aplicamos um degrau na saída do controlador de nível e observamos o movimento da variável.

Determinamos o tempo morto  $\tau$  como sendo o tempo necessário para início da reação do processo. Deve ser avaliado através da extensão da reta de resposta no tempo.

Determinamos o tempo do processo que é o inverso da velocidade do processo (ver obs.):

$$\theta = \frac{\Delta S \cdot \Delta T}{\Delta PV}$$

Obs. A rigor a constante de tempo do processo instável não é definida assim. Usam-se modelos matemáticos como o modelo de Broida e utiliza-se a letra  $k$  para esse valor. No entanto, para melhor adequação à analogia utilizaremos aqui a letra grega teta.

De posse desses dados calculamos os parâmetros do controlador:

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	$0,8 \frac{\theta}{\tau}$	$0,8 \frac{\theta}{\tau}$	$0,8 \frac{\theta}{\tau}$	$0,9 \frac{\theta}{\tau}$	$0,9 \frac{\theta}{\tau}$
$K_i$	0	$\frac{0,15\theta}{\tau^2}$	$\frac{0,19}{\tau}$	$\frac{0,15\theta}{\tau^2}$	$\frac{0,19}{\tau}$
$K_d$	0	0	0	$0,35\theta$	$0,4\tau$

No registro gráfico da figura 10.8 foi provocado um degrau na saída de 40% para 60%.

$$\Delta S = 20\%$$

O tempo morto foi avaliado em 10 segundos (uma divisão equivale a 10 segundos).

$$\tau = 10 \text{ segundos}$$

Para determinação da constante de tempo medimos:

$$\Delta PV = 14\%$$

$$\Delta T = 15 \text{ segundos}$$

Então a constante de tempo  $\theta$  vale:

$$\theta = \frac{\Delta S \cdot \Delta T}{\Delta PV} = \frac{20 \times 15}{14} = 21,4 \text{ segundos.}$$

Note que, pelo critério estabelecido antes, a relação  $\frac{\tau}{\theta} = \frac{15}{21,4} = 0,7$

caracteriza um processo bastante difícil de ser controlado.

Para o PID ISA obtemos:

$$K_p = 0,9 \frac{\theta}{\tau} = 0,9 \times \frac{21,4}{10} = 1,92$$

$$K_i = \frac{0,19}{\tau} = \frac{0,19}{10} = 0,019$$

repetições por segundo que equivale a

$$0,019 \times 60 = 1,14 \text{ rep/minuto.}$$

$$K_d = 0,4\tau = 0,4 \times 10 = 4 \text{ segundos que equivale}$$

$$\text{a } \frac{4}{60} = 0,07 \text{ minutos.}$$

Para os demais casos os cálculos resultam em:

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	1,7	1,7	1,7	1,9	1,9
$K_i$	0	1,9	1,1	1,9	1,1
$K_d$	0	0	0	0,12	0,07

O gráfico da figura 10.9 apresenta esse mesmo processo ajustado com esses parâmetros. O set-point inicial em 30% foi modificado bruscamente para 60%.

Podemos observar a leve oscilação do nível ao retornar ao valor do set-point. O valor final da saída é determinada pela vazão de saída (consumidor) que não foi alterada.

Na figura 10.10 o comportamento das parcelas Proporcional, Integral e Derivativa. A saturação do proporcional se deve ao fato de que a escala é de  $-50\%$  a  $+50\%$ .

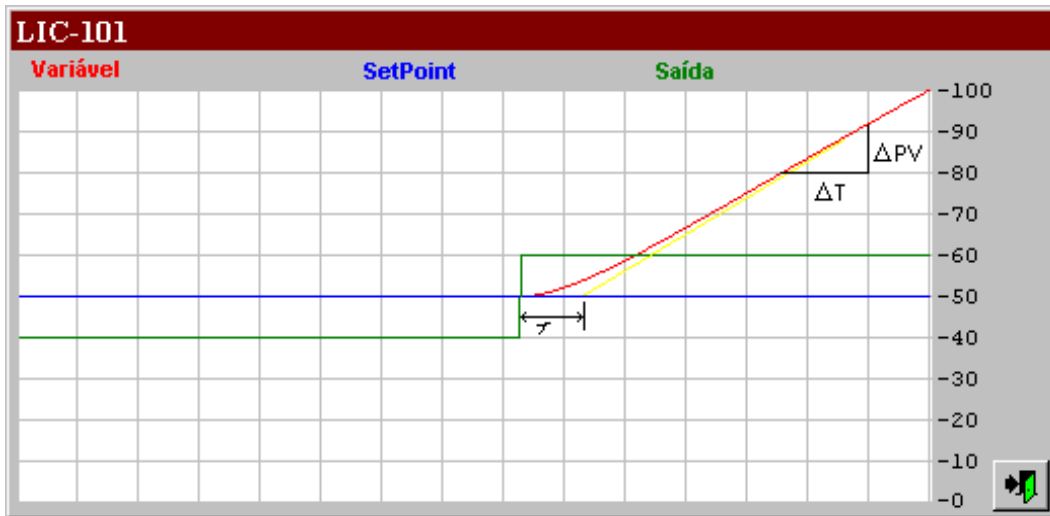


figura 10.8 – Resposta em degrau

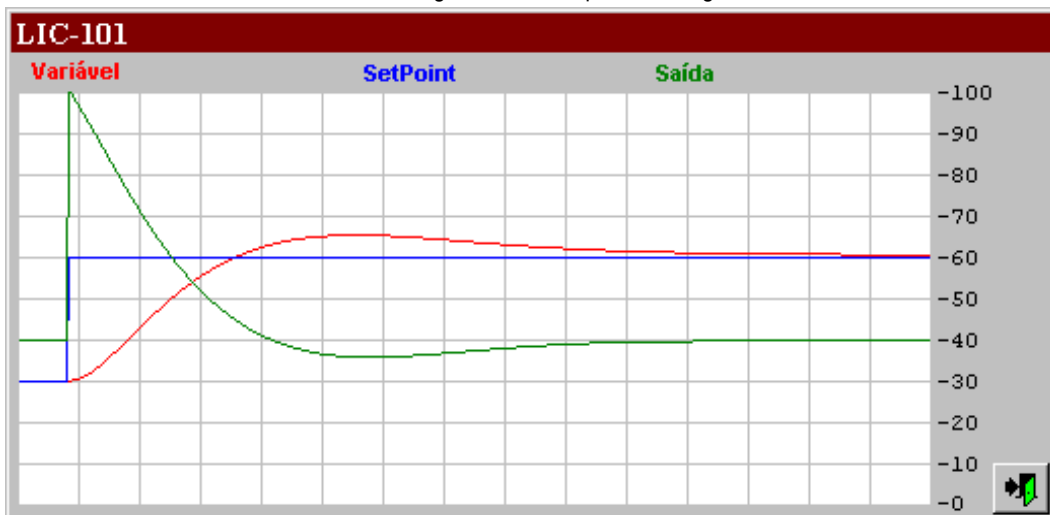


figura 10.9 – Controlador sintonizado

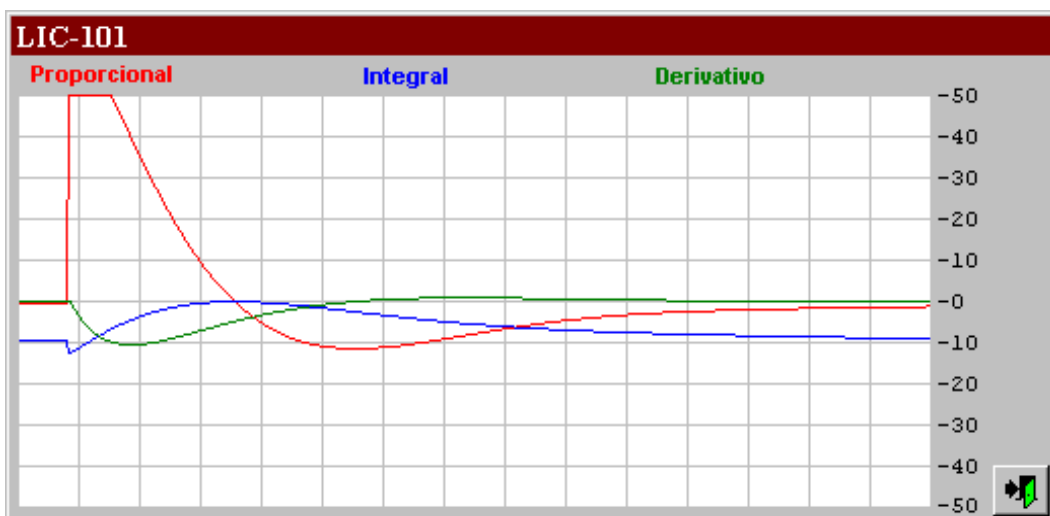


figura 10.10 – P, I e D

## Método de Ziegler e Nichols

Consiste em fazer com que o processo oscile de forma não amortecida e medir-lhe o período da oscilação. Aplica-se tanto a processos estáveis quanto instáveis.

Com o controlador em automático, sem parcela integral ( $K_i=0$  ou  $T_i=\infty$ ) e sem parcela derivativa ( $K_d=0$ ), elevamos o ganho do controlador até obter um controle oscilante não amortecido.

O método deve procurar o ganho tal que o processo oscile chamado ganho crítico  $K_{pc}$ .

De posse desse valor de ganho crítico medimos o período da oscilação  $T$  e aplicamos nas equações seguintes para determinação dos parâmetros do controlador.

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	$\frac{K_{pc}}{2}$	$\frac{K_{pc}}{2,2}$	$\frac{K_{pc}}{2,2}$	$\frac{K_{pc}}{1,7}$	$\frac{K_{pc}}{1,7}$
$K_i$	0	$\frac{K_{pc}}{2T}$	$\frac{1,1}{T}$	$\frac{K_{pc}}{0,85T}$	$\frac{2}{T}$
$K_d$	0	0	0	$\frac{TK_{pc}}{13,3}$	$\frac{T}{8}$

O exemplo utiliza o sistema da figura 10.11 abaixo.

O controlador de nível foi ajustado para  $K_i=0$  e  $K_d=0$ . O ganho  $K_p$  foi elevado gradualmente até que o processo começasse a oscilar (ver figura 10.12).

Com o ganho  $K_p=10$  a oscilação não converge. Com o ganho  $K_p=8$  a oscilação amortece. O

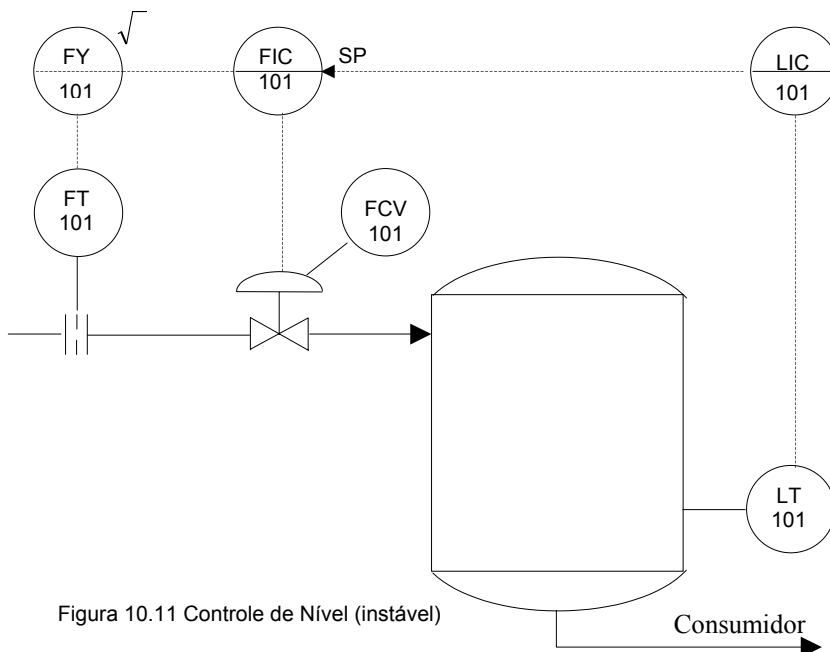


Figura 10.11 Controle de Nível (instável)

ganho crítico encontrado foi  $K_p=9$  que produziu uma oscilação de amplitude constante.

$$K_{pc}=9,0$$

O período da oscilação medido no gráfico correspondeu a 16,7 segundos.

$$T=16,7 \text{ s}$$

Para o controlador em estrutura PID paralelo os dados resultaram:

$$K_p = \frac{K_{pc}}{1,7} = \frac{9}{1,7} = 5,3$$

$$K_i = \frac{K_{pc}}{0,85T} = \frac{9}{0,85 \times 16,7} = 0,63$$

repetições por segundo, que equivale a

$$0,63 \times 60 = 38 \text{ repetições por minuto.}$$

$$K_d = \frac{TK_{pc}}{13,3} = \frac{16,7 \times 9}{13,3} = 11,3 \text{ segundos, que}$$

$$\text{equivale a } \frac{11,3}{60} = 0,19 \text{ minutos.}$$

O processo em questão foi ajustado com esses parâmetros e sua resposta a um degrau no setpoint apresentou o resultado do lado esquerdo do gráfico da figura 10.13 adiante. Do lado direito foi provocada uma alteração da vazão do consumidor de 40% para 55%.

Na figura 10.14 a correspondente reação da parcela proporcional, integral e derivativa. O pico negativo da integral se deve ao fato de ter sido ajustado pela momentânea saturação da saída.

Esse método exige provocar um distúrbio considerável no processo, o que pode não ser permissível.

Para os demais casos o resultado é o apresentado abaixo:

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	4,5	4	4	5,3	5,3
$K_i$	0	16	4	38	7,2
$K_d$	0	0	0	0,2	0,04

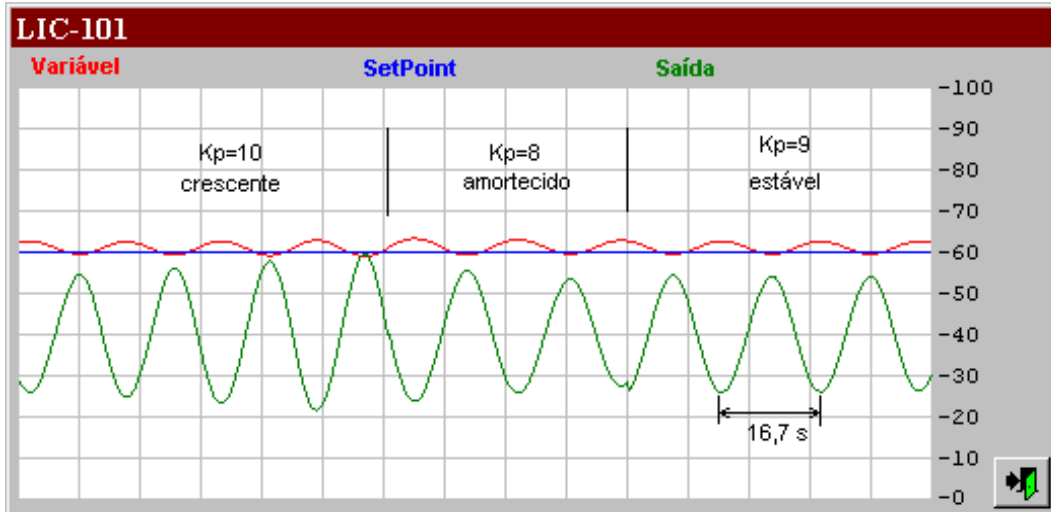


figura 10.12 – Determinação do Ganho Crítico

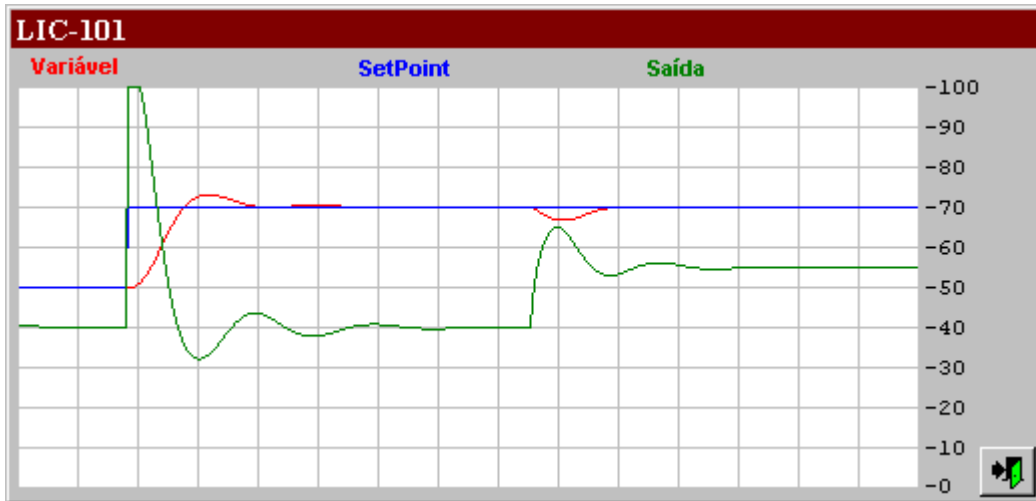


figura 10.13 – Resposta à variação do SP e regime

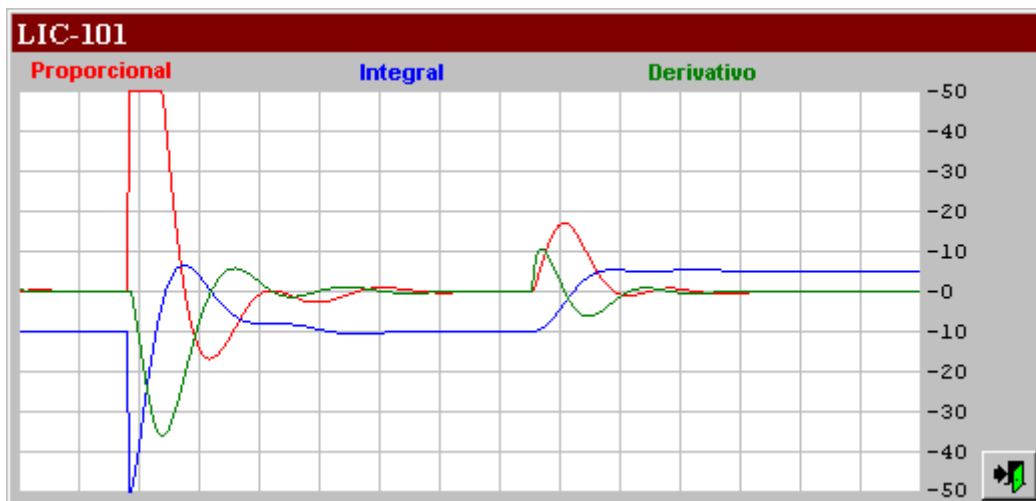


figura 10.14 – Parcelas P, I e D

## Um Método de Identificação

A utilização de planilhas eletrônicas ou programas dedicados podem simplificar o trabalho de identificação e sintonia.

### Processo Estável

Um degrau aplicado na saída de valor inicial  $S_i$  e valor final  $S_f$  deve produzir uma resposta da variável controlada, na forma exponencial, partindo de um valor  $V_i$  até um valor final  $V_f$ . Nessa excursão podemos escolher dois pontos quaisquer  $V_1$  e  $V_2$  com seus respectivos tempos  $t_1$  e  $t_2$  a partir da aplicação do degrau.

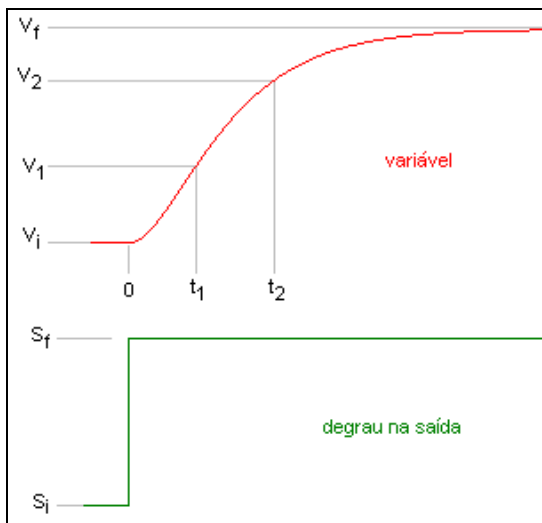


fig. 10.15

A forma geral que descreve o comportamento deve ser do tipo:

$$V(t) = V_i + (V_f - V_i) \left( 1 - e^{-\frac{t-\tau}{\theta}} \right)$$

onde  $\theta$  corresponde à constante de tempo e  $\tau$  o tempo morto do sistema.

Então

$$V_1 = V_i + (V_f - V_i) \left( 1 - e^{-\frac{t_1-\tau}{\theta}} \right)$$

$$V_2 = V_i + (V_f - V_i) \left( 1 - e^{-\frac{t_2-\tau}{\theta}} \right)$$

donde, tirando o valor de  $\tau$  de ambas as equações e igualando, obtemos:

$$\theta = \frac{t_2 - t_1}{\ln \left( \frac{V_f - V_1}{V_f - V_2} \right)}$$

e

$$\tau = t_2 - \theta \ln \left( \frac{V_f - V_i}{V_f - V_2} \right)$$

O ganho do sistema  $G_s$  conforme definido anteriormente vale a relação entre o degrau e a variação da variável:

$$G_s = \frac{S_f - S_i}{V_f - V_i}$$

Baseado nessas equações e na tabela apresentada anteriormente podemos montar uma planilha ou um programa dedicado que nos auxiliará na sintonia ideal do processo:

A relação entre  $\theta$  e  $\tau$  determina a dificuldade de controle do processo, porque está relacionada com a ordem (número de integradores envolvidos) da função de transferência do processo:

Para  $\frac{\theta}{\tau} \geq 2$  processo de segunda ordem

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	$0,8G_s \frac{\theta}{\tau}$	$0,8G_s \frac{\theta}{\tau}$	$0,8G_s \frac{\theta}{\tau}$	$0,83G_s \left( \frac{\theta}{\tau} + 0,4 \right)$	$0,83G_s \left( \frac{\theta}{\tau} + 0,4 \right)$
$K_i$	0	$\frac{0,8G_s}{\tau}$	$\frac{1}{\theta}$	$\frac{0,85G_s}{\tau}$	$\frac{1}{\theta + 0,4\tau}$
$K_d$	0	0	0	$0,35\theta \cdot G_s$	$\frac{\theta \cdot \tau}{\tau + 2,5\theta}$

Para  $2 > \frac{\theta}{\tau} \geq 1$  processo quarta ordem

Para  $1 > \frac{\theta}{\tau} \geq 0,5$  processo oitava ordem.

Para valores inferiores a 0,5 é bom estudar uma estratégia com modelos ou corretores para uma boa performance do controle.

A soma dos dois tempos  $\theta + \tau$  equivale aproximadamente à soma das constantes de tempo de todos os integradores envolvidos.

## Processo Instável

No processo instável o degrau é integrado ao longo do tempo, resultando numa reta cuja equação genérica pode ser do tipo

$$V = at + b$$

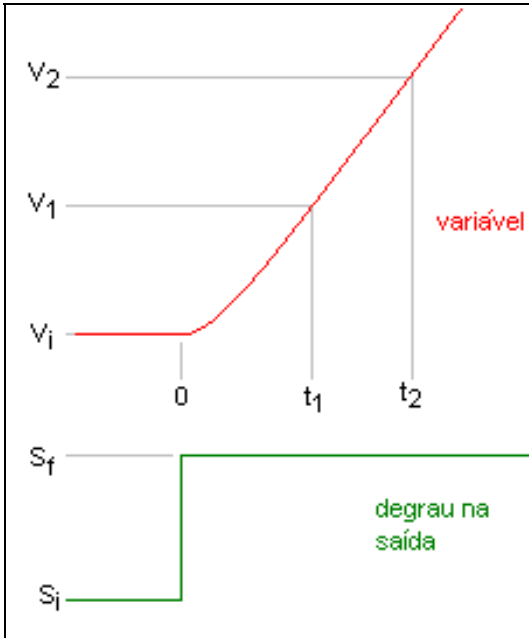


fig. 10.16

Como  $a$  é a inclinação da reta e  $b$  sua interseção com o eixo das abcissas, o valor da variável será do tipo:

$$V = \frac{V_2 - V_1}{t_2 - t_1}t + V_2 - \frac{V_2 - V_1}{t_2 - t_1}t_2$$

$\theta$  é definido aproximadamente como o valor do degrau dividido pela inclinação da reta:

$$\theta = (t_2 - t_1) \frac{S_f - S_i}{V_2 - V_1}$$

Igualando  $V$  (na primeira equação) a  $V_i$ , podemos tirar o valor aproximado de  $\tau$ :

$$\tau = t_2 - \theta \frac{V_2 - V_i}{S_f - S_i}$$

Essas aproximações são válidas para  $t_1$  muito maior que  $\tau$ . Caso não o seja é melhor escolher um ponto  $V_1$  que esteja localizado a um tempo  $t_1$  superior a 3 vezes o valor de  $\tau$  e fazer nova observação. Isso porque estamos, nesse caso, considerando o segmento entre  $(t_1, V_1)$  e  $(t_2, V_2)$  como uma reta.

Em outras palavras, esse método se aplica quando  $\frac{\theta}{\tau} > 2$ . Para relações menores que isso, recomenda-se a utilização de uma estratégia mais elaborada, como a Feed-Forward por exemplo.

Baseado nessas equações e na tabela apresentada anteriormente podemos montar uma planilha ou um programa dedicado que nos auxiliará na sintonia ideal do processo:

	P	PI paralelo	PI ISA	PID paralelo	PID ISA
$K_p$	$0,8 \frac{\theta}{\tau}$	$0,8 \frac{\theta}{\tau}$	$0,8 \frac{\theta}{\tau}$	$0,9 \frac{\theta}{\tau}$	$0,9 \frac{\theta}{\tau}$
$K_i$	0	$\frac{0,15\theta}{\tau^2}$	$\frac{0,19}{\tau}$	$\frac{0,15\theta}{\tau^2}$	$\frac{0,19}{\tau}$
$K_d$	0	0	0	0,35 $\theta$	0,4 $\tau$

## O Programa

Um exemplo de um programa de computador simples para executar rapidamente esses cálculos tem a seguinte aparência:



fig. 10.17

O programa permite limitar o ganho do controlador em um valor qualquer. Isso se deve ao fato de que, muitas vezes, o tempo morto é igual ou muito próximo de zero, gerando uma indeterminação.

O programa, por isso, limita o valor do tempo morto em 1% da constante de tempo, em primeira instância.

Limitando o ganho, o programa determinará o valor do tempo morto como o mínimo possível que permite esse ganho e permanecerão os demais parâmetros recomendados.

Como já foi dito, esses métodos de sintonia, em geral, resultam em ajustes ótimos do ponto de vista da malha. Pode ser que o resultado seja agressivo a ponto de afetar processos periféricos ou estressar o elemento final de controle. Esses

casos justificam também a limitação imposta ao ganho do controlador.



## 11. Simulação de Processos

A sintonia de controladores PID consiste em determinar-lhes os valores dos parâmetros de forma a se obter um controle suave e rápido, ou seja, a variável, perante um distúrbio, deve atingir o set-point rapidamente, sem oscilação ou indecisão e sem perturbar significativamente os processos periféricos, considerando inclusive o desgaste ou stress do elemento final de controle que deve ser mínimo.

A determinação de um modelo matemático para o processo é tarefa, em geral, suficientemente penosa para desencorajar os instrumentistas.

Por outro lado inúmeras condições inerentes ao processo tornam extremamente variável esse modelo, inclusive no tempo, o que pode gerar um sentimento de incapacidade ou tempo perdido.

Aos parâmetros de ganho proporcional, constante integral e constante derivativa do controlador se combinam os parâmetros equivalentes do processo que são, em princípio, desconhecidos ou não vale a pena se ater a demoradas equações diferenciais de segunda ou terceira ordem para determiná-los.

Os métodos tradicionais de sintonia de controladores se baseiam ou em observar o comportamento do processo em modo manual (degrau na saída) ou provocar-lhe uma condição oscilante em automático.

O primeiro caso torna-se difícil em processos intrinsecamente instáveis. Em ambos os casos os distúrbios produzidos no processo podem não ser admissíveis por motivos operacionais ou de segurança.

A maioria absoluta dos casos é tratada de forma experimental pelo instrumentista, que, considerando o resultado satisfatório, interrompe a sintonia com valores finais não ideais. Ou pelo menos melhor resultado poderia ser obtido.

Em geral, uma intervenção de rotina nos ajustes de controladores é feita a quente, e sob pressão por parte da operação ou da administração insatisfeita com o comportamento do processo: não há tempo, elementos suficientes nem disponibilidade do equipamento para uma análise sistemática.

*"Um modelo matemático de um sistema real é um análogo matemático que representa algumas características observadas em tal sistema. Evidentemente há outros tipos de modelo além dos modelos matemáticos. Por exemplo, a maquete de um edifício também é*

*um modelo, ainda que não seja matemático. É importante perceber que uma maquete possui algumas das características da construção real, mas não todas. A mesma observação é válida para os modelos matemáticos." (Aguirre, Luis Antonio. Introdução à Identificação de Sistemas. UFMG. 2000)*

Este trabalho visa introduzir uma ferramenta simples que nos permita simular processos com alguma semelhança, com objetivo de conhecê-los e sintonizá-los.

## O Modelo

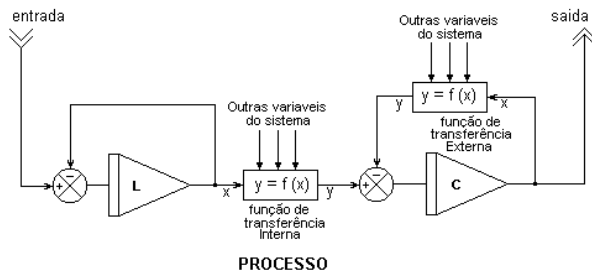


figura 11.1 - Modelo do processo

O modelo utilizado propõe dois integradores e duas funções de transferência, com uma certa redundância, o primeiro com uma constante de tempo  $L$  e o segundo com  $C$ .

O atraso da resposta ao degrau é o primeiro integrador que move sua saída lentamente em função de sua entrada.

A constante de tempo será outro integrador. Uma função de transferência deve ser adotada sobre os integradores.

O modelo do processo utilizado se assemelha à topologia da figura 11.1.

O primeiro integrador representa o atraso ( $L$ ) do processo. Ele integra no tempo o valor do estímulo (saída do controlador) proveniente do sistema.

Uma função de transferência chamada de Interna é aplicada sobre sua saída e representa o comportamento do processo em função do estímulo.

O segundo integrador representa a constante de tempo do processo ( $C$ ) e a função de transferência chamada de Externa.

Chamando a primeira função de transferência que se aplica sobre a entrada e outras variáveis de  $f_i(e,v)$ , e a segunda que se aplica sobre a saída de  $f_e(s,v)$ , a estabilização final do valor de saída acontecerá, depois de decorrido um tempo suficientemente longo (muito maior que  $L$  e  $C$  juntos):

$f_i(e,v_1) - f_e(s,v_2) = 0$  ou  $f_i(e,v_1) = f_e(s,v_2)$  donde podemos inferir o valor da saída como uma função  $s = G(e, v_1, v_2, v_3, \dots, t)$  onde  $t$  representa o tempo.

As variáveis utilizadas nessas funções de transferência podem ser quaisquer disponíveis no sistema, incluindo ou não a entrada e saída do próprio processo ( $e$  e  $s$ )

O gráfico da figura 11.2 mostra, no tempo, o comportamento do primeiro e segundo integradores sendo  $L=5$  segundos e  $C=10$  segundos. A entrada do processo apresentou um degrau instantâneo de zero para 60%.

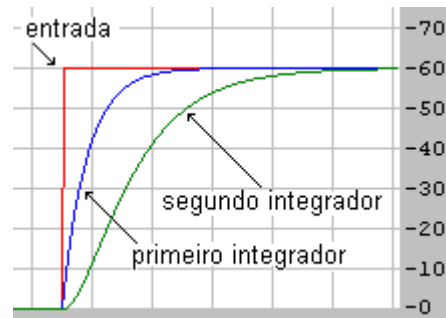


figura 11.2

O mesmo processo foi repetido porém com o inverso dos tempos:  $L=10$  segundos e  $C=5$  segundos, mostrado na figura 11.3

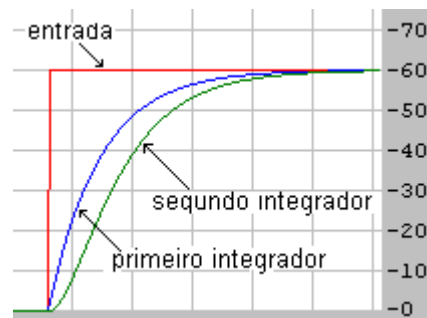


figura 11.3

Podemos observar que a resposta final do processo (segundo integrador) permanece a mesma independentemente do tempo maior ser aplicado ao primeiro ou ao segundo integrador.

Mas podemos observar também que o primeiro integrador responde imediatamente com um brusco movimento inicial. O segundo integrador sai de zero de forma mais suave.

Num controle real o primeiro integrador poderia representar o atraso do posicionamento da válvula de controle por exemplo (que não é instantâneo, claro). O segundo integrador representaria os demais tempos do processo e até mesmo o tempo de resposta do transmissor.



figura 11.4

Enfim, veja na figura 11.4 efeito do tempo morto introduzido pelo primeiro integrador.

A rigor ambos são integradores e é irrelevante chamar o primeiro ou o segundo de gerador de tempo morto, a menos de suas funções de transferência.

Nas figuras 11.2, 11.3 e 11.4 ambas as funções de transferência adotadas foi " $y=x$ ": a variável de processo se estabiliza em valor igual ao estímulo (entrada).

Vamos entender primeiro o que faz o integrador.

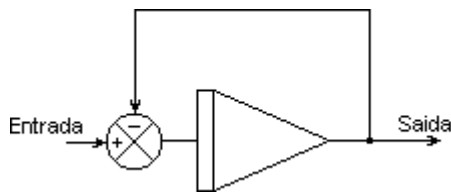


figura 11.5

A equação executada de forma analógica seria:

$$Saida = \frac{1}{L} \int (Entrada - Saida) dt$$

Na forma digital (programa de computador) o algoritmo executa periodicamente a função:

$$Saida = Saida + (Entrada - Saida) \times \frac{\Delta t}{L}$$

Ou seja, à saída é somada uma fração do que falta para igualar o valor de entrada. O resultado é uma tendência assintótica para o valor de entrada: a saída se estabiliza quando ela se torna igual à entrada depois de decorrido um tempo suficientemente longo.

$L$  é a constante de tempo em segundos e  $\Delta t$  é o valor do intervalo de tempo do sistema. Corresponde ao tempo de varredura do programa ou de quanto em quanto tempo a rotina é repetida.

Na indeterminação gerada quando fazemos  $L=0$  o algoritmo simplesmente faz Saída=Entrada.

A função de transferência Interna é aplicada a esse resultado.

O segundo integrador possui uma função de transferência inserida na sua malha de realimentação (figura 11.6).

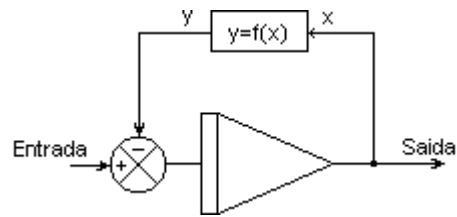


figura 11.6

$$Saida = \frac{1}{C} \int (Entrada - f(saida, v_x)) dt$$

Isso significa que o valor final estável do integrador é tal que sua entrada (depois da subtração) é igual a zero.

Se a equação utilizasse somente o valor de saída, por exemplo, então

$$Entrada - f(saida) = 0$$

ou a saída terá o valor final como a função inversa da entrada:

$$Saida = f^{-1}(entrada)$$

Por exemplo: vamos adotar a função de transferência  $y=x^2$ . Então a estabilização do integrador ocorrerá quando

$$Entrada - (saida)^2 = 0$$

ou o valor final estável da saída será:

$$Saida = \sqrt{entrada}$$

Essa equação é chamada de Função de transferência Externa.

## O Programa

O programa ao ser inicializado disponibiliza os seguintes objetos:


- 10 controladores PID
- 15 processos
- 10 registradores
- 01 registrador XY (coord. polares)
- 15 blocos de cálculo
- 15 objetos de texto animados

Todos esses objetos permanecem invisíveis até que o usuário os disponibilize. Entretanto, mesmo invisíveis eles existem e são sempre executados.

O programa realiza todo o processamento a cada um terço de segundo. Portanto o  $\Delta t$  é igual a 0,33 segundos.

Todos os sinais internos tem seus valores entre 0.00 e 100.00% exceto aqueles gerados por blocos de cálculo, que resultam em números reais.

O programa se inicia com uma tela toda em branco. Para acessar o menu suspenso acione o botão direito do mouse sobre qualquer região da tela.

A janela de configuração permite selecionar os objetos e determinar uma figura de fundo no formato padrão do Windows® bit-map apenas para ilustração. Essa figura pode ser selecionada dentre os arquivos existentes pressionando o ícone  à direita da linha do arquivo de figura.

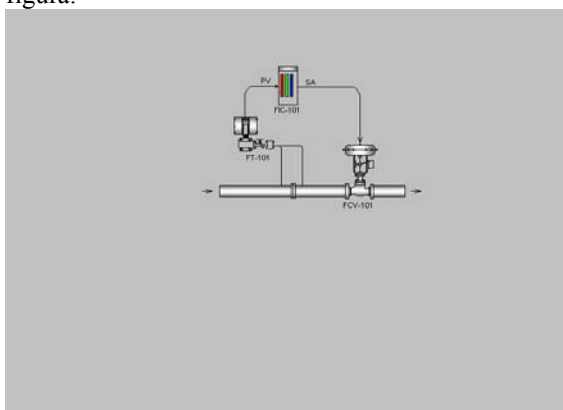


figura 11.7

Sempre for selecionado um objeto e for fechada a janela de configuração, o botão que acessa esse objeto se torna visível na parte superior da tela. Excessão se faz aos objetos de texto que

não tem botões associados e são acessados por um duplo clique do mouse sobre eles.

Clique o item de configuração do menu e selecione a figura "vazão.bmp" por exemplo. Feche a janela e a aparência do programa será semelhante à figura 11.7.

Selecione a opção "Salvar Arquivo" e salve o seu aplicativo por exemplo com o nome "Exercício 1". O programa acrescentará a extensão ".smp" ao nome do arquivo, que é a extensão padrão para acessá-los.

Os objetos que possuem saída enviam-na para uma tabela de memória para que possa ser acessada por outros objetos. Essa memória possui 60 posições de números reais organizados conforme tabela 1.

Posição	Valor
01	Saída do Controlador número 1
02	Saída do Controlador número 2
03	Saída do Controlador número 3
04	Saída do Controlador número 4
05	Saída do Controlador número 5
06	Saída do Controlador número 6
07	Saída do Controlador número 7
08	Saída do Controlador número 8
09	Saída do Controlador número 9
10	Saída do Controlador número 10
21	Saída do Processo número 1
22	Saída do Processo número 2
23	Saída do Processo número 3
24	Saída do Processo número 4
25	Saída do Processo número 5
26	Saída do Processo número 6
27	Saída do Processo número 7
28	Saída do Processo número 8
29	Saída do Processo número 9
30	Saída do Processo número 10
31	Saída do Processo número 11
32	Saída do Processo número 12
33	Saída do Processo número 13
34	Saída do Processo número 14
35	Saída do Processo número 15
41	Saída do Bloco de cálculo número 1
42	Saída do Bloco de cálculo número 2
43	Saída do Bloco de cálculo número 3
44	Saída do Bloco de cálculo número 4
45	Saída do Bloco de cálculo número 5
46	Saída do Bloco de cálculo número 6
47	Saída do Bloco de cálculo número 7
48	Saída do Bloco de cálculo número 8
49	Saída do Bloco de cálculo número 9
50	Saída do Bloco de cálculo número 10
51	Saída do Bloco de cálculo número 11
52	Saída do Bloco de cálculo número 12
53	Saída do Bloco de cálculo número 13
54	Saída do Bloco de cálculo número 14
55	Saída do Bloco de cálculo número 15
60	Ruído

Tabela 1 - Memórias do sistema

As posições de memórias omitidas não estão sendo utilizadas nessa versão do programa.

## O Interpretador de Equações

Vários objetos utilizam uma equação ou função que é digitada pelo usuário. Uma função do programa se encarrega de interpretar esses textos.

Evidentemente algumas regras (rígidas) de sintaxe tem que ser obedecidas principalmente pelo fato de o programa executar uma simulação em tempo real, utilizando o relógio interno do computador.

Isso é importante porque erros nas equações, inconsistências, divisão por zero, argumentos negativos da exponenciação e caracteres estranhos tem que ser administrados pelo interpretador, sem que haja parada total do programa para sinalizar o erro.

Esses casos insolúveis são tratados como excessão pelo interpretador e são atribuídos valores arbitrários como zero por exemplo. Portanto diante de resultados inesperados procure por falhas nas equações.

São permitidos os seguintes símbolos:

- + adição
- subtração
- \* multiplicação
- / divisão
- ^ Exponenciação
- ( Abre parêntese
- ) Fecha Parêntese
- E+ e E- Para notação científica (p. ex. 3.000E+0003 = 3000).
- . ponto decimal (ou vírgula)
- 0..9 Números
- M?? letra maiúscula M seguida de dois dígitos significando buscar o valor na memória, p. ex. M01, M21, etc. sempre entre 01 e 60

Os caracteres específicos a seguir são utilizados pelos objetos em particular, porém sua tradução é feita pelo próprio objeto antes de enviar o texto ao interpretador da equação:

- X Letra "X" maiúscula. Esse formato é utilizado somente pelos blocos de Processo e ganho adaptativo do controlador, e é substituído por valores do próprio processo (no primeiro caso) ou pelo valor absoluto do erro (no

segundo caso) antes de ser enviado ao interpretador.

- S Letra "S" maiúscula. Esse formato é utilizado somente pelo ganho adaptativo dos controladores, e é substituído pelo valor do Set Point do próprio controlador antes de ser enviado ao interpretador.
- V Letra "V" maiúscula. Esse formato é utilizado somente pelo ganho adaptativo dos controladores, e é substituído pelo valor da variável (PV) do próprio controlador antes de ser enviado ao interpretador.
- > < Sinais de "maior" e "menor". Só podem ser utilizados pelos Blocos de Cálculo, e uma só vez na equação. O bloco interpreta o valor da expressão antes e depois do sinal e escolhe o maior (ou menor) resultado. P.ex. "125>35" resultará em 125.00 que é o maior argumento.

A ordem de execução será, a partir do interior dos parênteses, a exponenciação, a divisão, a multiplicação, soma e a subtração.

Exemplos válidos:

$$M01/M02*100+0.2 \quad \text{equivale} \quad a \quad \frac{M01}{M02} \times 100 + 0.2$$

$$M21^{0.5} \quad \text{equivale} \quad a \quad \sqrt{M21}.$$

$$(M23+M22)/((M21+1)^{0.5}) \quad \text{equivale} \quad a$$

$$\frac{M23 + M22}{\sqrt{M21 + 1}}$$

$M21 > (M41 * M42 / 0.75)$ : a saída será o maior resultado entre os dois argumentos.

Pode-se abusar dos parênteses por garantia.

A exponenciação deve ser evitada, pois ela não admite argumentos negativos. Se for necessário, por exemplo, fazer uma elavação a número inteiro, prefira a repetição da multiplicação:

Preferir  $M21 * M21 * M21$  ao invés de  $M21^3$

Isso porque, por exemplo,  $(-8)^2$  é interpretado como  $-8^2$

É uma interpretação incorreta, mas a exponenciação é feita por logaritmo e o interpretador decide fazer assim, ao invés de sinalizar erro e parar o programa.

Em geral, portanto, as equações são interpretadas de forma limitada pela impossibilidade de emitir mensagens de erro.

Qualquer caráter estranho que for encontrado vai gerar um resultado nulo, zero.

## O Controlador


Entre na janela de configuração e agora selecione um controlador marcando na caixinha do primeiro controlador. Feche a janela de configuração.

Nesse momento um botão de acesso ao primeiro controlador aparece na parte superior da tela.

Clique nesse botão e o controlador aparecerá aberto para ser acessado.

Nele existem os comandos normais do controlador como indicação numérica e gráfica de set-point, variável e saída, comandos de Automático/manual, Local/remoto, setas para variar o set-point quando local e a saída quando em manual.

É possível, quando em manual, digitar o valor de saída no campo inferior, sempre seguido da tecla "Enter". Da mesma forma, quando em SP local, o valor do set-point pode ser digitado.

Acima, à direita existe um botão de configuração do controlador  que abre a parte direita da janela para acesso aos parâmetros de configuração.

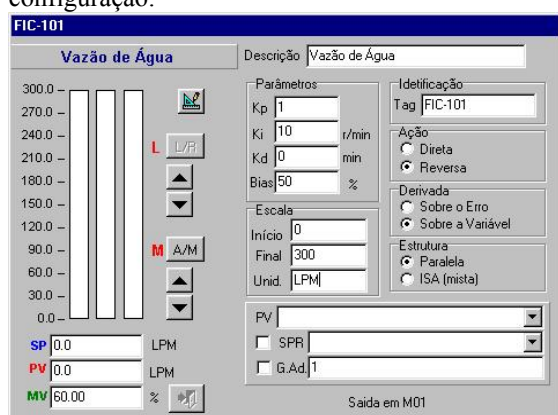


figura 11.8

Aproveite que a janela de configuração do controlador está aberta e clique sobre a tela principal (fora do controlador) para determinar a posição do botão de acesso. Coloque-o próximo do desenho do controlador (se isso não funcionar feche e abra novamente o controlador).

Todos os objetos tem essa mesma forma de configuração.

Determine uma descrição como "Vazão de Água" por exemplo, e o Tag "FIC-101".

As demais configurações incluem:

Kp - Valor do ganho (adimensional)

Ki - Valor da constante integral (em rep/minuto)

Kd - Valor da constante derivativa (em minutos)

Bias - Em percentual

Início, Fim de Escala e Unida de Engenharia

Ação: Direta ou reversa


Derivada: sobre o erro ou sobre a variável


Algoritmo: estrutura paralela ou mista (ISA).

PV: Seleção da variável de processo.

SPR: Set point remoto - se disponível e de onde vem o seu sinal.

GA - Ganho adaptativo - Função para determinação de ganho variável.

Feche, por enquanto, a janela de configuração do controlador e o controlador no botão .

Agora, para acessar o controlador use o botão correspondente  FIC-101

O Tag determinado para o controlador irá aparecer sobre o botão a partir do primeiro acesso.

Experimento operar o controlador, sua saída e set-point. Por enquanto ele ainda não tem uma variável de processo.

Para analisar melhor o seu comportamento selecione na janela de configuração (do programa) um "Processo". A análise do bloco de processo será feita adiante.

Clique no botão correspondente, e abra a configuração do processo. Posicione o botão próximo do desenho da placa de orifício. Determine uma descrição para o processo, por exemplo "FT-101 - Vazão de Água".

Na linha da função de transferência interna coloque a letra maiúscula "X" e na função de transferência externa coloque também a letra "X".

Feche a janela do processo.

Abra novamente a janela do controlador e sua configuração. Clique sobre a caixa de seleção da PV e selecione o processo (provavelmente "21 FT-101 - Vazão de Água").

Abra a janela do processo e sua configuração e determine sobre a caixa de "Entrada" como "FIC-101".

Você ligou o processo ao controlador e o controlador ao processo.

Agora podemos testar todas as funções do controlador.

Quando você determinou a PV do controlador e a saída do Processo apareceram na caixa de seleção os tags precedidos de um número de dois algarismos.

Na verdade só vale o número para conhecer a origem da variável.

Para facilitar a localização todos os blocos que possuem saída tem na sua janela a anotação do local de memória para onde é enviado o valor.

Na determinação da origem da PV no nosso controlador apareceu o texto "21 FT-101 - Vazão de Água". O mesmo resultado seria obtido se o usuário digitasse apenas o número "21" como os primeiros dois caracteres do campo.

Agora abra novamente o controlador e configure seus valores de início e fim de escala. A unidade de engenharia é um texto livre, por exemplo, "m<sup>3</sup>/h", °C, etc.

Experimente vários valores (inclusive negativos e diferentes de zero) e observe a escala do controlador se ajustar. Todas as modificações que são digitadas na configuração do controlador somente são assumidas quando a sua janela de configuração é fechada.

O ganho adaptativo é uma equação cujo resultado multiplica o ganho ( $K_p$ ) do controlador. Essa equação admite a letra "X" correspondente ao valor absoluto do erro, "V" e "S" que correspondem à variável e o Set-point do controlador respectivamente. As variáveis externas também são admissíveis.

Para desativar o ganho adaptativo basta não marcar a caixa correspondente, ou, se marcada, colocarmos na equação o número "1" simplesmente.



## O Processo

O bloco de processo, quando aberta a sua configuração, tem a aparência da figura 11.9.

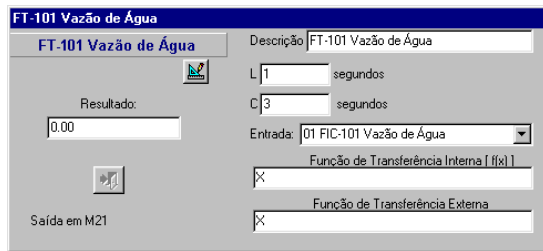


figura 11.9

A Descrição é um campo livre de texto para identificação. É importante digitar um texto inconfundível para facilitar a configuração de uma simulação mais complexa, com vários processos.

A definição da entrada do processo pode ser selecionada como a saída de qualquer controlador, qualquer processo e qualquer bloco de cálculo.

Além disso, pode ser definida como nula (nenhuma) com valor constante igual a 0.

### Função de Transferência interna

A função de transferência interna admite a letra maiúscula "X" que é substituída pelo valor de saída do primeiro integrador.

A função de transferência interna é utilizada principalmente por processos intrinsecamente estáveis, cuja PV depende fundamentalmente da saída do controlador. Mas não está limitada a isso.

No exemplo implementado no início desse capítulo "Exercício 1.smp", colocamos uma função de transferência "X". Isso significa que a variável de saída do primeiro integrador terá o valor final igual à saída do controlador.

Na função de transferência externa coloque também a letra "X".

Verifique isso alterando a saída do controlador.

As válvulas de controle não são lineares. Suponhamos que seja quadrática. Então insira no texto da função de transferência interna " $X^2/100$ ". Isso significa que a variável de processo assumirá o valor do quadrado da saída do controlador. A divisão por 100 considera que a informação é de 0-100 e o produto deverá estar também no intervalo de 0-100.

Coloque a saída do controlador em vários valores e obtenha a tabela abaixo:

Saída Controlador	Variável de Processo
0 %	0 %
25 %	6,25 %
50 %	25 %
75 %	56,25 %
100 %	100 %

A variável de processo é igual ao quadrado da saída (o quadrado de 50% é 25%).

Vamos fazer o inverso: coloque na função de transferência interna " $X^{0.5} \cdot 10$ " e obtenha a tabela (a variável de processo é a raiz quadrada da saída):

Saída Controlador	Variável de Processo
0 %	0 %
25 %	50 %
50 %	70,7 %
75 %	86,6 %
100 %	100 %

Uma terceira hipótese: foram levantados dados de um processo com os seguintes resultados:

Saída Controlador	Variável de Processo
5 %	0 %
50 %	30 %
90 %	100 %

Levando essas informações ao Excel por exemplo, obtemos o gráfico da figura 11.10 com sua linha de tendência e aproximação polinomial de segundo grau.

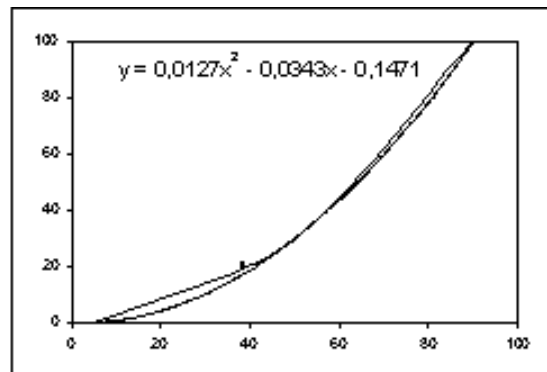


figura 11.10

Vamos inserir essa equação para a função de transferência do processo:

$$0.0127 * X^2 - 0.0343 * X - 0.1471$$

Experimente com essa nova equação o comportamento do processo.

Esses exemplos resultam em processos intrinsecamente estáveis.

### A Função de Transferência Externa

A função de transferência externa admite uma variável "X" que é substituída pela saída do próprio processo.

Ambas as funções de transferência são equações genéricas.

Os processos puramente instáveis irão utilizar a função de transferência externa, pois eles são integradores puros. Nesses casos a função de transferência interna é nula ("0") e a função de transferência externa é a variável a ser integrada (com sinal invertido pois ela é subtraída).

Quando introduzimos o caráter "X" na função interna e externa obtivemos no controle de vazão do exercício a variável atingindo sempre o mesmo valor da saída do controlador, e o resultado é o esquematizado na figura 11.11.

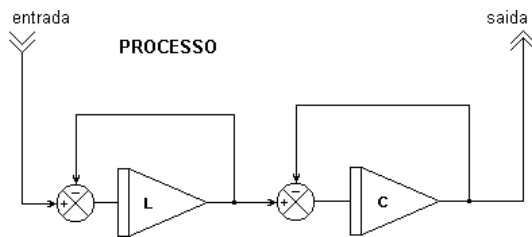


figura 11.11

Serão discutidos mais detalhes das funções de transferência durante os exercícios que virão.

Os campos dos tempos L e C do processo também admitem equações como nas funções de transferência, porém não admitem outras variáveis que não as de memória (MXX).

## O Bloco de Cálculo

O Bloco de cálculo contém apenas uma equação a ser executada. Sua saída é o resultado da equação.

O aspecto do bloco de cálculo, quando aberto para configuração, é o da figura 11.12.

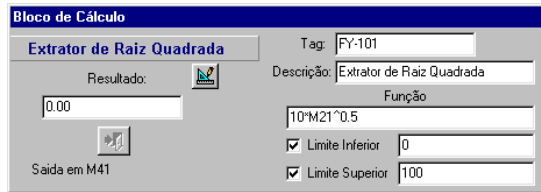


figura 11.12

Ele tem um Tag e uma Descrição para sua identificação.

Uma função matemática e dois valores para limites inferior e superior do sinal de saída. Se não estiverem marcados os check-box que estão à esquerda, os limites não são respeitados.

A função de transferência dos blocos de cálculo, admitem o sinal ">" e "<". Quando um desses sinais está presente na equação (somente uma vez), o bloco calcula os valores da parte da equação à esquerda e à direita do sinal e os compara, selecionando o maior ou menor valor para sua saída.

## O Registrador

O registrador é um objeto gráfico que não possui saída. Tem apenas o efeito visual.

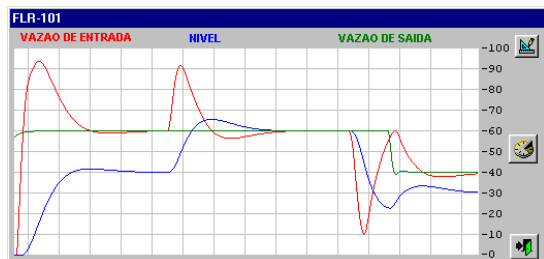


figura 11.13

O aspecto se assemelha à figura 11.13.

Quando abrimos a janela de configuração do registrador podemos determinar-lhe as variáveis que serão registradas. São três variáveis selecionadas na forma convencional.

Três Descrições correspondentes são utilizadas para identificá-las, inclusive nos textos no topo do registrador, indicando a cor das penas.

figura 11.4

Um botão com o ícone semelhante a um relógio de sol, permite interromper o registro para sua análise. Somente a atualização da janela gráfica é interrompida. Os registros continuam sendo armazenados.

Cada divisão horizontal do gráfico corresponde a 10 segundos. O eixo das ordenadas é sempre na escala de 0 a 100%.

## Os Textos Animados

Os objetos ilustrativos são os textos animados em número de 15 (quinze).

Os textos não possuem botões associados. Para acessar a sua janela de configuração é

necessário dar um duplo clique do mouse sobre o texto desejado.

figura 11.15

O objeto possui uma descrição, uma função de transferência e um seletor onde é possível determinar o número de casas decimais com que o resultado deve ser apresentado.

É também apenas um elemento visual. Não possui saída.

## O Ruído

A posição de memória nº 60 resulta num valor gerado aleatoriamente entre 0 e 100% destinado à eventual inserção de ruído em sinais.

## O Registrador X-Y

Um único registrador com 3 penas que não utiliza o tempo em sua abscissa é disponível.

As variáveis a serem plotadas nos eixos podem ser determinadas pelo usuário: X1, Y1 (vermelho); X2, Y2 (azul); X3, Y3 (verde).

A escala de cada eixo para cada uma das variáveis pode ser determinada independentemente.

## Exercícios

### Exercício 2

Vamos aproveitar o exercício 1 que contém um controle simples de vazão. Abra o "processo" e retorne a função de transferência interna para:

$0.0127 * X * X - 0.0343 * X - 0.1471$ , como na figura 11.16. Coloque "X" na função externa.

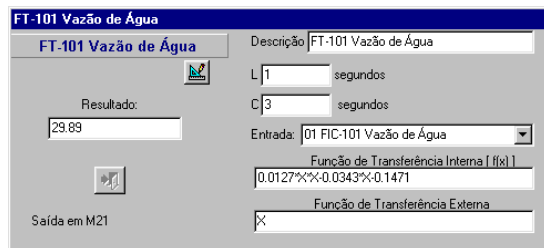


figura 11.16

Abra a janela de configuração utilizando o botão direito do mouse sobre a tela, opção "Configurar".

Selecione uma nova figura de fundo chamada "Exercicio 2.bmp".

Marque um novo processo e um novo controlador. Feche-a.

Abra o controlador acionando seu botão e preencha as suas identificações: Tag: "PIC-101"; Descrição: "Pressão de água".

Aproveite a janela de configuração do controlador aberta e clique sobre a tela principal para determinar a posição do botão. Posicione-o próximo do desenho do transmissor de pressão.

Determine também sua faixa, por exemplo, 0 a 3 kgf/cm<sup>2</sup>. Determine também a posição do botão clicando sobre a janela principal. Coloque-o próximo do desenho do transmissor de pressão.

Feche a configuração do controlador.

Abra o processo e sua configuração e Determine-lhe a descrição "PT-101 Pressão de água". Determine também a sua entrada "02 PIC-101...". Determine também a posição do botão clicando sobre a janela principal. Coloque-o próximo do desenho do transmissor de pressão. Coloque as mesmas funções de transferência do processo anterior:  $0.0127 * X * X - 0.0343 * X - 0.1471$  na função interna e "X" na função externa.

Abra novamente o controlador e determine-lhe a PV como "22 PT-101 ...".

Abra também o controlador de vazão e determine-lhe a faixa de trabalho p.ex. 0 a 300 Lpm (litros por minuto).

Vamos introduzir um registrador no exercício. Abra a janela de configuração geral e marque que você deseja um registrador. Feche-a.

Clique no novo botão do registrador e abra sua configuração.

Preencha o tag do registrador "FR-101", e a descrição "Vazão e Pressão de água". Determine a sua variável 1 como "21 FT-101 ..." e a descrição "Vazão de água". Determine sua variável 2 como "22 PT-101..." e sua descrição como "Pressão de Água".

Clique sobre a tela e posicione seu botão numa região superior à direita. Feche a janela do registrador.

Finalmente vamos introduzir dois textos animados. Abra a janela de configuração e marque dois textos. Feche a janela.

Dê um duplo clique sobre o texto (na parte superior da tela). A janela do texto aparecerá e você deve determinar a descrição "Pressão de Água" e a função "M22/100\*3", com duas casas decimais.

Determine a posição do texto sobre a janela principal próximo do desenho do transmissor de pressão.

A razão dessa função é que os sinais internos são sempre de 0 a 100%. Dividir por 100 e multiplicar por três vai adequar a indicação com a faixa de pressão que escolhemos.

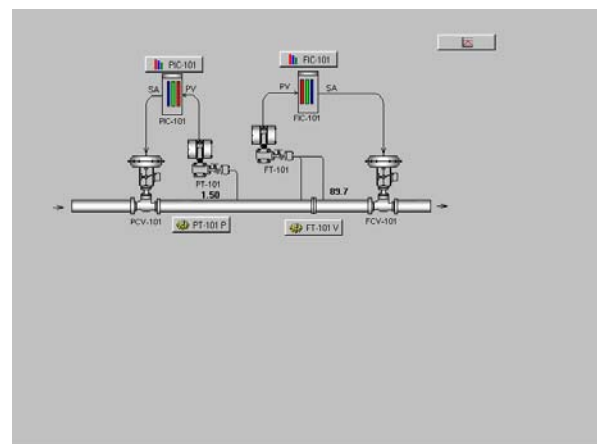


figura 11.17

Feche a janela e abra a do outro texto. Escreva "Vazão de Água" no campo da descrição e "M21/100\*300" no campo da função.

Determine somente uma casa decimal. Clique na tela principal e determine a posição do texto próximo do transmissor de vazão.

O aspecto da tela será semelhante à figura 11.17.

Feche as janelas e salve a aplicação como o nome "Exercício 2".

Se você não quiser que os botões dos processos permaneçam na tela é só desmarcá-los na configuração geral. Eles continuam existindo, porém os seus botões ficam invisíveis. Por enquanto deixe-os visíveis.

Coloque os controladores em automático e determine set-points. Observe o comportamento do processo.

Tanto no processo de pressão quanto de vazão, altere os tempos L e C de forma a torná-los mais lentos ou mais rápidos.

Tente sintonizar os controladores para melhor performance. Utilize o registrador para observar os comportamentos.

O sistema porém não é muito coerente. Com pressão nula, a vazão também deveria ser nula.

Com vazão nula, o controle de pressão deve ficar difícil, tendendo a subir.

Vamos fazer a vazão variar com a raiz quadrada da pressão, já que a perda de carga na válvula pode ser com o quadrado da vazão, por exemplo.

Altere a função de transferência interna do processo da vazão para:

$$(0.0127 * X * X - 0.0343 * X - 1.471) * 0.12 * M22^{0.5}$$

Nesse caso, a equação original ficou multiplicada pela raiz quadrada da pressão.

Observe como a vazão ficará dependente da pressão. Para pressão nula não haverá vazão.

Mas a pressão deve variar com a vazão também. Nesse caso, poderemos afirmar que ela deve cair com o quadrado da vazão.

No bloco do processo de pressão, altere a função de transferência interna para:

$$66 * X^2 / M21^2$$

Coloque os dois controladores em automático com set-point aproximadamente em 50%.

Altere o set-point de pressão. Observe que quando a pressão diminui, o controlador de vazão abre mais a sua válvula.

Agora aumente gradativamente a vazão. É a vez do controlador de pressão abrir a sua válvula a

ponto de não se conseguir mais controlar a pressão.

Evidentemente essas equações de transferência ainda são bastante arbitrárias e não estão obedecendo rigorosamente às leis da mecânica dos fluidos.

Salve o seu exercício 2.

### Exercício 3

Abra uma nova aplicação utilizando o comando de "Novo Arquivo" do menu suspenso.

Abra a janela de configuração e selecione a figura "forno.bmp" do diretório.

A aparência da tela deve ser semelhante à figura 11.18.

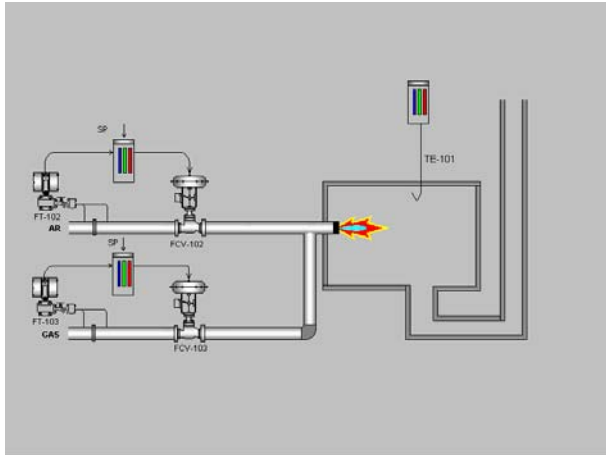


figura 11.18

Configure novamente escolhendo um controlador e um processo.

Vamos chamar o processo de "TE-101 Temperatura do Forno". Posicione-o dentro da figura do forno próximo ao termopar.

Vamos chamar o controlador de "TIC-101" e sua descrição "Temperatura". Posicione-o próximo do desenho do controlador de temperatura. Determine a sua PV como sendo "21 TE-101 ...".

Selecione um novo controlador e um novo processo.

O controlador será o "FIC-102 - Vazão de Ar" e o Processo será "FT-102 Vazão de Ar". Determine a PV do controlador como FT-102 e a entrada do processo como sendo FIC-102.

Determine um Set-point remoto para o controlador de vazão de ar como sendo "01 TIC-101...". Determine também sua escala como 0 a 10000 Nm<sup>3</sup>/h.

Determine o tempo do processo como sendo L=1 e C=3 segundos. Determine a função de transferência interna do processo como sendo "0.01\*X\*X", por exemplo. A função externa deve ser "X".

Selecione um novo controlador e um novo processo:

Controlador:

Tag: FIC-103

Descrição: Vazão de Gás

Entrada: "23 FT-103..."

Set-Point Remoto: "01 TIC-101..."

Escala: 0 a 1000 Nm<sup>3</sup>/h

Processo:

Descrição: "FT-103 Vazão de Gás"

Entrada: "03 FIC-103 ..."

Função de transf. int. : "0.01\*X\*X".

Função de transf. ext.: "X"

L=1s, C=3s

Posicione os botões adequadamente. Agora vamos voltar ao processo de temperatura:

Entrada: "23 FT-103 ...".

Função de transfer. interna: "4\*X^0.7".

Função de transfer. externa: "X".

L=1s, C=20s

A temperatura vai depender da vazão de gás na potência de 0,7.

Coloque os controladores de vazão em Automático e Remoto, e o controlador de temperatura em Automático e determine um set-point qualquer. Observe o comportamento do processo.

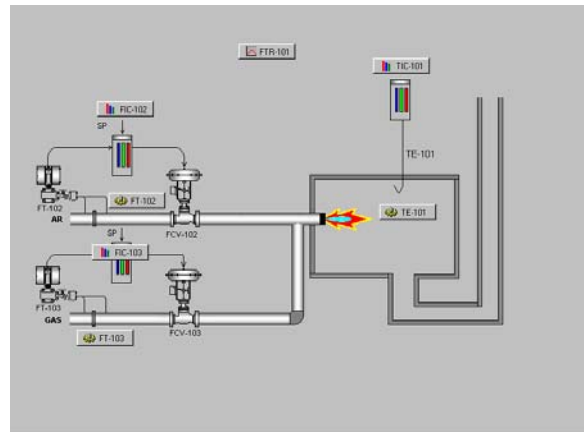


figura 11.19

Introduza um registrador para visualizar as duas vazões e a temperatura.

Da mesma forma que o exercício anterior, não estamos obedecendo às leis da termodinâmica. É apenas um exemplo de uma variável lenta (temperatura) com set-points remotos (cascata).

O aspecto da tela deve ser semelhante à figura 11.19.

Substitua o set-point remoto do controlador de gás pela variável vazão de ar.

Crie um bloco de cálculo cuja saída será a vazão de Ar:

Tag: FY-102

Função: "M23"

Altere o Set-point Remoto do controlador de vazão de gás para:

SPR: "41 FY-102 ..."

Isso pode dar mais segurança caso haja problemas com a vazão de ar.

Crie três textos animados e posicione-os próximos dos elementos primários:

Temperatura: Função:  $10 * M21$

Vazão de Gás: Função:  $10 * M23$

Vazão de Ar: Função:  $100 * M22$

Desmarque os processos e os blocos de cálculo para despoluir a tela. Salve o seu exercício como "Exercício 3" e sintonize os controladores para melhor performance.



## Exercício 4

Vamos implementar uma estratégia de limites cruzados utilizando o exercício 3.

Abra o bloco de cálculo ao qual demos o nome de FY-102. e mude suas características. Posicione-o numa região central da tela:

Tag: ">"

Descrição: "SP para o Ar"

Função: M23>M01

Abra um novo bloco de cálculo e posicione-o ao lado do bloco anterior:

Tag: "<"

Descrição: "SP para o Gás"

Função: M22<M01

Redirecione o SP remoto do controlador de vazão de ar para "41 >" e o SP remoto do controlador de vazão de gás para "42 <".

Observe o novo comportamento e salve-o como Exercício 4.

## Exercício 5

Faça o exercício 5 utilizando o exercício 4, porém implementando um duplo limite cruzado.

O esquema do limite é o da figura 11.20.

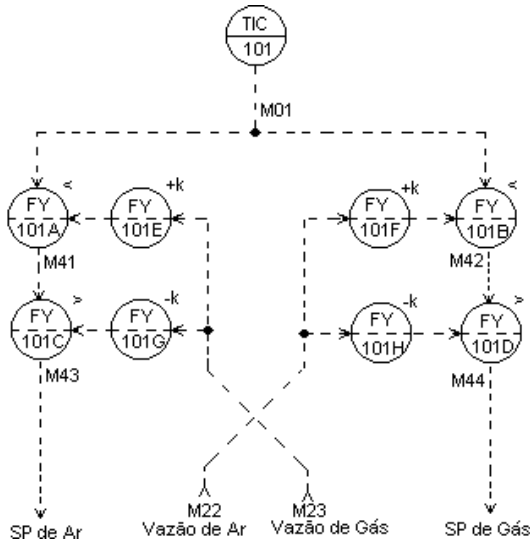


figura 11.20

Para melhor organização vamos abrir o bloco "SP de Ar", saída em M41 e alterar sua identificação para "FY-101A <".

Vamos abrir o bloco "SP de Gás", saída em M42, e alterar sua identificação para "FY-101B <".

Vamos criar um novo bloco com Tag "FY-101C >" e descrição "SP de Ar" e posicioná-lo sob o bloco FY-101A. Sua saída é em M43.

Vamos criar um novo bloco com Tag "FY-101D >" e descrição "SP de Gas" e posicioná-lo sob o bloco FY-101B. Sua saída é em M44.

Na figura 11.20 foram anotados os endereços de memória apenas para facilitar a orientação.

Vamos modificar a estratégia então de forma a implementar o duplo limite cruzado (por segurança salve a aplicação no arquivo "Exercicio 5").

Abra o bloco "FY-101A <" e escreva na sua função:

"M01<M23+5" (adotamos um valor de  $k=5\%$ ).

Abra o bloco "FY-101C >" e escreva na sua função:

"M41>M23-5".

Abra o bloco "FY-101B <" e escreva na sua função:

"M01<M22+5" .

Abra o bloco "FY-101D >" e escreva na sua função:

"M42>M22-5".

O SP remoto do controlador de vazão de Ar FIC-102 será "M43...".

O SP remoto do controlador de vazão de Gás FIC-103 será "M44...".

Teste e observe o comportamento do processo.

Altere o fator "k" nos quatro blocos de cálculo para 2,0 ao invés de 5,0. Observe o resultado.

Salve o seu exercício antes de passar para o próximo.

## Exercício 6

Um processo intrinsecamente instável é o exemplo deste exercício.

Selecione "Novo Arquivo" no menu suspenso.

Entre na tela de configuração e selecione a figura "TanqueFB.bmp", e selecione desde já um controlador. Feche a janela.

Selecione o controlador e posicione-o próximo ao desenho do controlador de nível.

Tag	LIC-101
Descrição	Nível
Início de Escala	0
Fim de Escala	100
Unidade	%
PV	
SPR	

Selecione outro controlador e posicione-o próximo ao desenho do controlador de vazão.

Tag	FIC-102
Descrição	Vazão de Saída
Início de Escala	0
Fim de Escala	100
Unidade	LPM
PV	
SPR	

Introduza agora um novo Processo e posicione-o próximo da válvula de controle de entrada:

Descrição	Vazão de Entrada
L	1
C	2
Entrada	01 LIC-101 Nível
Função interna	0.01*X*X
Função externa	X

Introduza um novo processo e posicione-o sobre o tanque :

Descrição	LT-101 Nível
L	
C	
Entrada	
Função interna	
Função externa	

Deixe para depois as demais configurações.

Introduza um novo Processo e posicione próximo à válvula de controle de saída:

Descrição	FT-102 Vazão de Saída
L	1
C	2
Entrada	02 FIC-102 Vazão de Saída
Função interna	0.01*X*X
Função externa	X

Retorne aos dois controladores e determine as suas PV's :

Tag	LIC-101
Descrição	Nível
Início de Escala	0
Fim de Escala	100
Unidade	%
PV	22 LT-101 Nível
SPR	

Tag	FIC-102
Descrição	Vazão de Saída
Início de Escala	0
Fim de Escala	100
Unidade	LPM
PV	23 FT-102 Vazão de Saída
SPR	

Agora a questão de determinar a função de transferência do processo "Nível".

Vamos analisar o modelo matemático considerando que tanto a vazão de entrada quanto a de saída variam de 0 a 100 Litros por minuto e que o tanque tenha um determinado volume, por exemplo, 100 litros.

O volume do líquido existente dentro do tanque pode ser avaliado como o volume que entrou ( $Q_E$ ) menos o volume que saiu ( $Q_S$ ) ao longo do tempo.

Esse volume de líquido no interior do tanque dividido pelo seu volume total ( $V_T$ ) é o valor do seu nível.

Então:

$$Nível = \frac{1}{V_T} \int (Q_E - Q_S) dt$$

Como o segundo integrador do processo, que vamos usar, faz a função (Saída S em função da entrada E):

$$S = \frac{1}{C} \int E dt$$

podemos fazer a função de transferência interna igual à diferença das duas vazões "M21-M23".

No processo de nível de líquido, não há atraso, portanto  $L=0$ . Porém, como o primeiro integrador não está sendo usado, isso é irrelevante.

O valor do tempo C, pela observação da equação será o o volume do tanque dividido pelo valor máximo de vazão de entrada:

$$C = \frac{100 \text{ litros}}{100 \text{ litros / min}} = 1 \text{ min} = 60 \text{ segundos}$$

Descrição	LT-101 Nível
L	0
C	60
Entrada	Nenhuma
Função interna	M21-M23
Função externa	0

Observe o que é bastante razoável: se a vazão de entrada é máxima (100 lpm) e a vazão de saída é nula, o tanque irá se encher em 1 minuto.

Introduza um registrador que registre a vazão de entrada, o nível e a vazão de saída. Introduza textos animados para o nível e a vazão de saída.

Experimente e sintonize os controles. Se o nível estiver muito lento, altere o volume do tanque para 50 litros, alterando o valor de C do processo para 30 segundos, por exemplo.

Altere o processo "Vazão de Saída" para que ele seja sensível ao nível:

$$0.01 * X * X * 0.12 * M22^{0.5}$$

Salve o seu exercício como "Exercicio 6". O aspecto da tela se assemelha à figura 11.21.

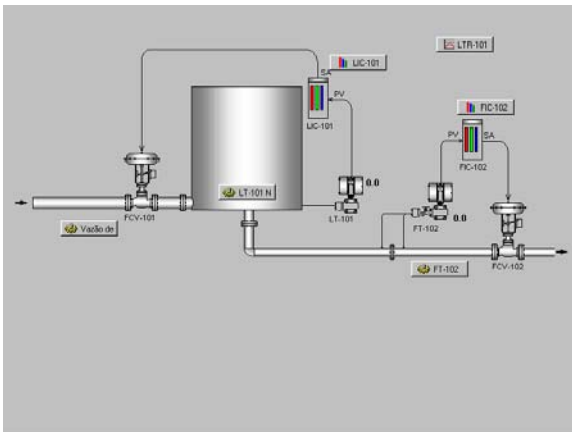


figura 11.21

Verifique que podemos implementar o mesmo processo de Nível utilizando a função de transferência externa. Para isso, introduza na função externa "M23-M21" e na função interna "0" (zero). A inversão do sinal da função de transferência se deve ao fato de que a externa entra subtraindo no segundo integrador e a interna somando.

Descrição	LT-101 Nível
L	0
C	30
Entrada	Nenhuma
Função interna	0
Função externa	M23-M21

O resultado é exatamente o mesmo.

## Exercício 7

Utilize o exercício 6 anterior e altere a figura de fundo para "TanqueCas.bmp".

Introduza um novo controlador e posicione-o próximo da figura do controlador de vazão de entrada:

Tag	FIC-101
Descrição	Vazão de Entrada
Início de Escala	0
Fim de Escala	100
Unidade	LPM
PV	21 Vazão de Entrada
SPR	01 LIC-101 Nível

Agora podemos controlar também a vazão de entrada.

Vá até o processo de vazão de entrada e determine a sua entrada como "03 FIC-101 Vazão de Entrada".

Uma interessante variação pode ser introduzir um ruído aleatório no sinal de vazão de saída, por exemplo.

Para isso, altere a função de transferência do processo da vazão de saída, somando-lhe uma parcela aleatória:

$$0.01 * X * X * 0.12 * M22^{0.5} + 0.2 * (M60 - 50)$$

A amplitude admissível para esse ruído é de 20% (o fator de 0.2). O valor de 50% subtraído do ruído é para posicioná-lo no centro da faixa.

Observe o comportamento do sistema. O ruído não varia necessariamente numa faixa de 20% devido ao amortecimento das constantes de tempo C do processo e da reação do próprio controlador.

Salve o sua aplicação como "Exercício 7".

## Exercício 8

Utilize o mesmo exercício 7 e altere a figura de fundo para "TanqueFF.bmp".

Introduza um bloco de cálculo e posicione-o próximo do símbolo do somador.

Tag	FY-101
Descrição	Somador
Função	M01+M23-50

Determine um SP remoto para FIC-101 como sendo:

"41 FY-101 Somador".

Apenas para introduzir um Tag, altere a descrição do processo de vazão de entrada para:

"FT-101 Vazão de Entrada"

Temos então um controle de nível a 3 elementos.

Introduza um novo texto animado próximo do transmissor de vazão de entrada:

Descrição	Vazão de Entrada
Função	M21
Casas decimais	1

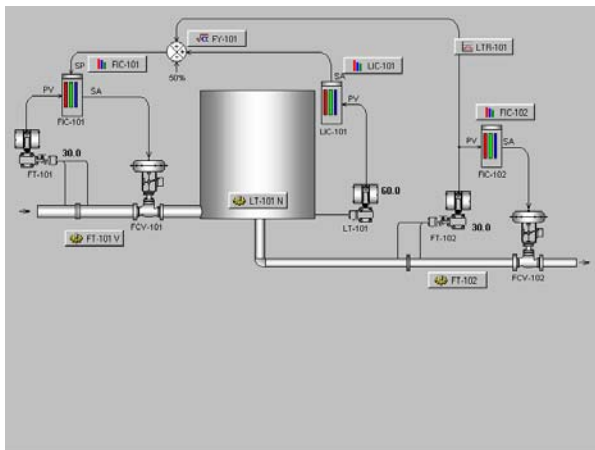


figura 11.22

A aparência da tela deve ser semelhante à figura 11.22. Salve como "Exercício 8".

Inúmeros outros exemplos de aplicação podem ser gerados e implementados. Faça outros exemplos a partir do seu conhecimento.

## Importando Um Processo Real

Uma utilidade prática do programa de simulação é a possibilidade de simular um processo real para efeito de estudo, sintonia ou determinação de estratégias de controle.

Isso exige um certo trabalho com uma boa dose de intuição, bom senso e, principalmente, conhecimento do processo.

A determinação das funções de transferência é relativamente simples: observando o processo em diversas situações podemos levantar algumas inferências suficientemente aproximadas para o nosso objetivo.

A determinação de influências de variáveis externas exigirá observação do processo em diversas situações.

Por exemplo, a simulação de um forno siderúrgico de reaquecimento deve partir de uma situação estável ou nominal de produção.

Numa segunda etapa, observá-lo em outras condições. Com certeza o comportamento é diferente quando estamos produzindo poucas toneladas por hora e quando estamos numa produção alta.

Teremos que alterar as funções de transferência introduzindo a influência da taxa de produção em toneladas/hora por exemplo.

A determinação das constantes de tempo do processo pode exigir um pouco mais de observação.

Vamos, como exercício, tentar reproduzir um processo às cegas (caixa preta), ou seja, não temos a mínima idéia do que trata a realidade.

## Exercício 9

Vamos considerar a seguinte hipótese:

Por nossa solicitação o operador enviou alguns resultados de teste diretamente no processo depois de estabilizado:

Saída do Controlador	Variável
35%	51,2%
50%	64,8%
70%	81,2%

Podemos perguntar-lhe, como informação adicional, qual seria o valor da variável quando a saída do controlador é zero. Com a resposta de 3%, podemos complementar a tabela:

Saída do Controlador	Variável
0%	3%
35%	51,2%
50%	64,8%
70%	81,2%

Com o auxílio de uma ferramenta qualquer podemos determinar uma função de transferência o mais aproximada possível, de terceiro grau (y é a variável, x a saída do controlador):

$$y = \frac{x^3}{10096} - \frac{x^2}{56} + 1,88x + 3$$

Inicie um novo aplicativo no simulador com o nome de Exercício 9, com a figura "Exercício 9.bmp", e os procedimentos de praxe, determinando um processo e um controlador.

Vamos introduzir a equação na função de transferência interna do processo (coloque "X" na função externa):

$$X*X*X/10096-X*X/56+1.88*X+3$$

Testando os valores passados pela tabela verificamos que o resultado do modelo é bem próximo da realidade.

Também a nosso pedido foi enviado o registro gráfico dos testes realizados representados na figura 11.23, onde a linha vermelha é a variável e alinha verde é a saída do controlador. O tempo é de 10 segundos por divisão.

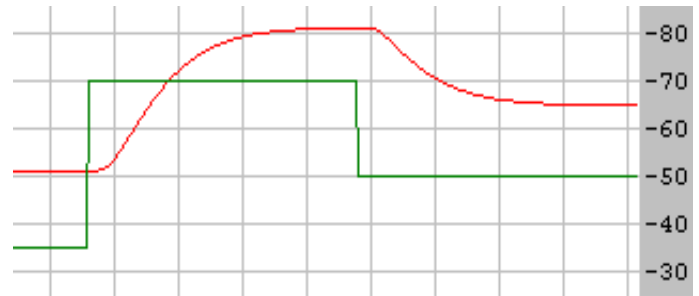


figura 11.23

Um critério simples para uma aproximação inicial, em processos fundamentalmente estáveis, é determinar o tempo que a variável leva para percorrer a metade do seu caminho.

A variável saiu de 51,2% para 81,2%. Para chegar ao valor médio de 66,2% (média entre 51,2 e 81,2) ela levou cerca de 10 segundos.

A soma dos tempos L e C do processo é próxima de 1,5 vezes esse tempo (1,44 que é o  $\ln 2$ ):

$$L + C \cong 1,5T_m = 15 \text{ segundos.}$$

Se tentarmos L=0, C=15 obtemos o resultado da figura 11.24.

L=15, C=0 vem o resultado da figura 11.25.

L=8 e C=7 resulta na figura 11.26.

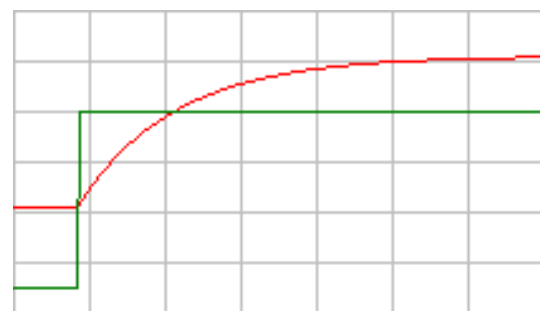


figura 11.24 L=0 C=15

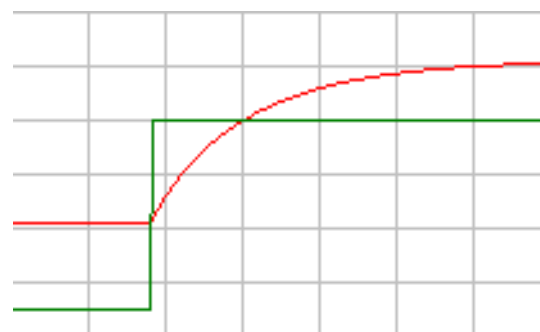


figura 11.25 L=15 C=0



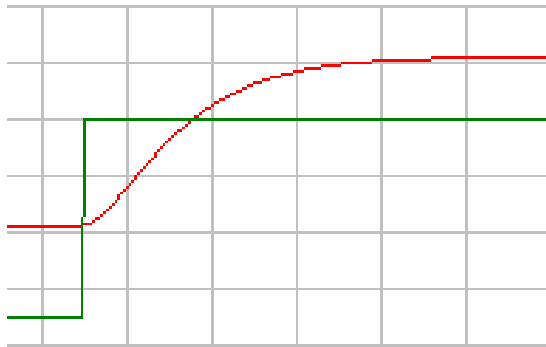


figura 11.26 L=8 C=7

Observe que as diferenças são muito sutis. O terceiro caso se parece mais com a realidade. Observe a partida suave da variável.

Ademais, pela informação do gráfico original (figura 11.23) parece que existe um atraso puro, um tempo morto que não é possível simular apenas com dois integradores. Observe na figura 11.23, quando a saída muda bruscamente: são necessários quase 3 segundos para início da reação do processo.

Não é uma aproximação perfeita. Com certeza outros elementos existem no processo que não conhecemos, pela própria hipótese do problema. Mas pode ser uma aproximação bastante útil para sintonia de controladores, por exemplo.

O processo utilizado neste exemplo foi o do exercício 3 com apenas uma modificação no processo de temperatura: A função de transferência interna foi alterada para " $4 \cdot X^{0.7} + 3$ " com  $L=6$  e  $C=6$ .

Por quê não encontramos  $L=6$  e  $C=6$  na simulação daquele processo? Simplesmente porque há outro  $L$  e outro  $C$  no processo de vazão de gás. Além disso o controlador de vazão de gás (que estava em automático) reagia rapidamente conforme seus parâmetros PID.

Pode haver diferenças também na função de transferência do processo real. A simulação foi feita baseada em três pontos levantados experimentalmente e um quarto ponto estimado.

Vamos repetir o exercício, agora com informações provenientes de um processo instável.

## Exercício 10

Por ser um processo instável, o operador não pode colocar o controlador em manual e determinar arbitrariamente a saída. O teste foi feito em automático!

Saída do Controlador	Variável = SP
57,8%	80%
57,8%	60%
57,8%	40%

O gráfico dos testes é apresentado na figura 11.27 (variável em azul e saída do controlador em vermelho).

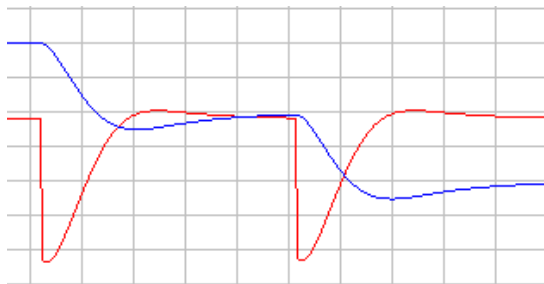


figura 11.27

A independência do valor final da variável em relação à saída nos sugere um processo instável. Mesmo que houvesse uma pequena dependência, o ganho do processo  $\frac{\Delta PV}{\Delta S}$  seria muito alto, nesse caso, tendendo ao infinito. Ou seja, o valor final da variável depende fundamentalmente de uma variável externa que não a saída do controlador.

As funções de transferências são relativamente fáceis, porém os tempos do processo exigirão alguma informação e tentativas extras.

A função de transferência interna pode ser determinada como unitária: escrevemos "X" na sua equação. A função externa deve ser fixa e seu valor será 57,8 pois é o valor final da saída qualquer que seja a variável.

Experimentemos aproveitando o exercício 9.

O ganho do controlador usado no processo é próximo de 2,0 pela análise do gráfico. Um erro instantâneo de 20% gerou uma variação na saída, também instantânea, de 40%.

Podemos perguntar ao operador os parâmetros PID do controlador do seu processo.

Por hipótese  $K_p=2,0$   $K_i=5,0$  e  $K_d=0$

Vamos sintonizar o nosso controlador com esses valores e vamos repetir a mesma manobra do operador.

O nosso processo está arbitrariamente com  $L=0$  e  $C=3,0$ .

O teste simulado registrou o gráfico da figura 11.28.

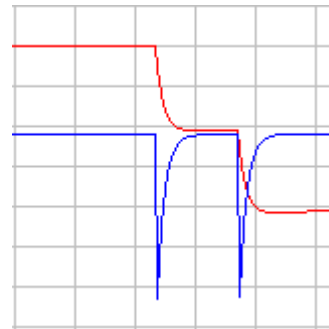


figura 11.28

Apesar da semelhança, os tempos do processo realmente não são esses. No processo original a variável leva cerca de 10 segundos para cruzar o seu valor final. Na nossa simulação podemos avaliar cerca de 2 a 3 segundos, talvez.

Vamos elevar o tempo C do nosso processo simulado para cerca de 12 segundos (quatro vezes mais) e repetir o ensaio (figura 11.29).

Comparando a figura 11.27 com a figura 11.29, parece que os tempos se aproximaram, porém ainda há algum tempo de atraso no processo real que não satisfaz. Mas não está muito longe.

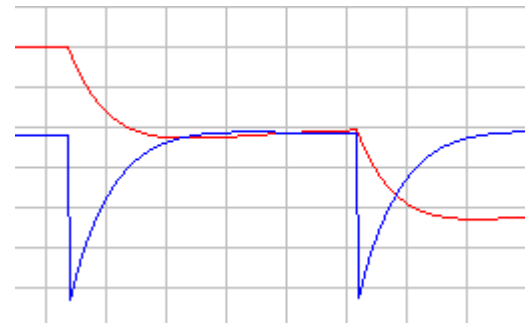


figura 11.29

Vamos dividir esses 12 segundos em  $L=6$  e  $C=6$ . O resultado está na figura 11.30.

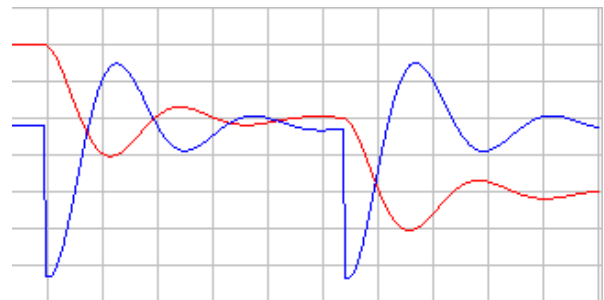


figura 11.30

Não nos parece uma boa idéia. O processo original não oscila tanto assim. O atraso deve ser bem menor.

Vamos tentar  $L=3$  e  $C=9$  segundos. O resultado na figura 11.31.

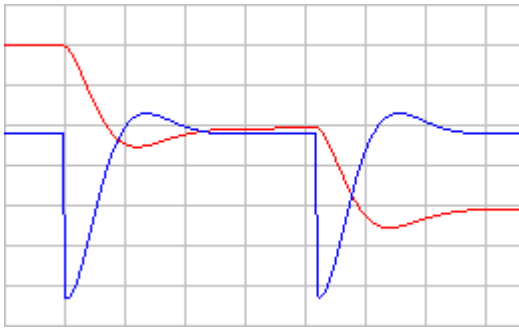


figura 11.31

Parece uma boa aproximação. Vamos melhorá-la.

Observe que no processo original a variável cruza o seu valor final em cerca de 9 segundos. Na nossa simulação isso ocorre em cerca de 7 segundos. Temos 2 segundos de diferença.

Vamos aumentar 2 segundos no valor de  $C$ , tornando-o 11 segundos.

Novamente o resultado na figura 11.32.

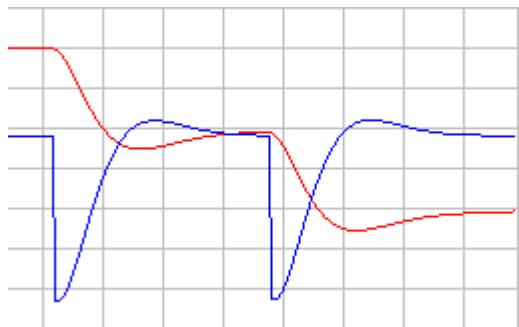


figura 11.32

Compare com a figura 11.27 e verifique que o resultado é satisfatório. Com mais algumas tentativas podemos chegar a um resultado melhor. É necessário avaliar se vale a pena.

Esse método parece uma "tentativa-e-erro" pouco sistemática. Entretanto, considerando que não conhecemos absolutamente nada da natureza do processo, é o que se pode fazer.

Como se trata de um processo instável devemos pesquisar qual seria a variável de influência mais preponderante para adaptarmos as funções de transferência, considerando essa variável.

O método seria, com o set-point fixo em, por exemplo, 60%, obtermos a informação do valor de saída do controlador para alguns valores dessa variável.

Variável de Influência	Saída do Controlador	Variável Principal
40%	57,8%	60%
60%	70,7%	60%
80%	81,7%	60%

Então, aquele valor fixo de 57,8 na função de transferência externa deverá se tornar uma função de uma variável de influência externa. A saída do controlador ( $S$ ) em função da variável de influência ( $x$ ) pode ser levantada aproximadamente como:

$$S = 9,13\sqrt{x}$$

Vamos introduzir um novo processo relativo à variável de influência e um novo controlador para que possamos controlá-la:

Processo da variável de influência

Descrição	YT Variável de Influência
L	1
C	2
Entrada	02 YIC Variavel de Influencia
Função interna	X
Função externa	X

Controlador para variável de influência (ajuste  $K_p=1$ ,  $K_i=50$ ,  $K_d=0$ ):

Tag	YIC
Descrição	Variável de Influência
Início de Escala	0
Fim de Escala	100
Unidade	%
PV	22 YT Variável de Influência
SPR	

Agora, na função de transferência do processo principal escreva:

$$9.13*M22^{0.5}$$

Processo da variável principal:

Descrição	Processo
L	3
C	13
Entrada	01 XIC-1 Controlador
Função interna	X
Função externa	$9.13*M22^{0.5}$

Outra opção é utilizar a função de transferência interna como função inversa da anterior " $0.012*X*X$ " e a função de transferência externa como sendo o próprio  $M22$ .

Processo da variável principal:

Descrição	Processo
L	3
C	13
Entrada	01 XIC-1 Controlador
Função interna	$0.012 * X * X$
Função externa	M22

Uma terceira possibilidade é utilizar somente a função interna como:

" $0.012 * X * X - M22$ "

Processo da variável principal:

Descrição	Processo
L	3
C	13
Entrada	01 XIC-1 Controlador
Função interna	$0.012 * X * X - M22$
Função externa	0

É necessário rever os tempos do processo, pois foi introduzida a variável de influência, o que alterou a função de transferência.

Com  $L=2$  e  $C=15$  obtemos o resultado da figura 11.33, quando a variável de influência mantinha-se em 40% (para repetir a primeira condição).

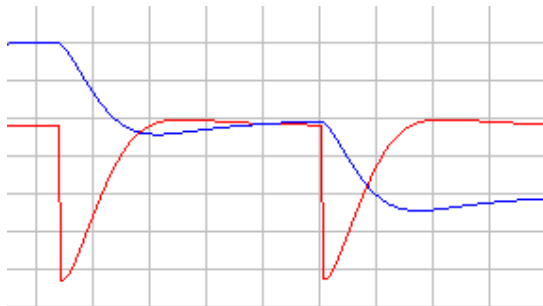
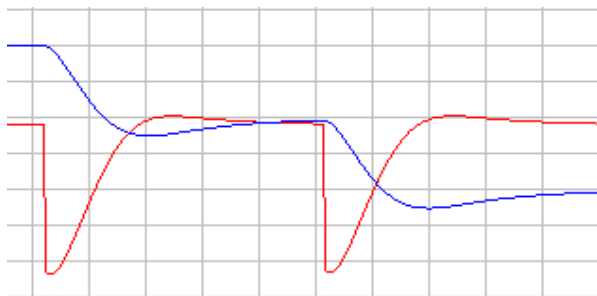


figura 11.33



repetição da figura 11.27

Compare a figura 11.33 com a figura 11.27. Os comportamentos são bem próximos.

Verifique a consistência alterando a variável de influência para os valores de 40, 60 e 80% e comparando o resultado com a tabela.

Salve o seu exercício como "Exercício 10".

## Exercício 11

Naturalmente que uma simulação totalmente às cegas, como nos exemplos, deve ser pouco frequente.

Vamos simular uma estação de mistura de gases siderúrgicos baseado numa planta supostamente existente.

O melhor método é analisar o fluxograma, obter as informações básicas e implementar uma simulação baseada apenas nessas informações (faixa das medições, parâmetros do processo, valores de set-point mais usados, detalhes de operação, interface homem-máquina, etc.).

De uma forma mais ou menos descompromissada, ou seja, levantando hipóteses apenas razoáveis na falta de dados, implementamos um processo que funciona.

Esse método nos força a questionar cada item do processo todas as vezes que determinamos uma função de transferência ou tempo de forma arbitrária. Num momento posterior, com a simulação montada, poderemos observar o processo real e levantar dados e informações que permitam aprimorar o modelo.

Montar o processo simulado sem muitas informações concretas nos fará conhecer as dúvidas de forma consistente.

Vamos montar um processo de uma estação de mistura de 3 gases:

BFG (gás de alto forno):  
 vazão: 0-10000 Nm<sup>3</sup>/h  
 Poder calorífico: 900 Kcal/Nm<sup>3</sup>  
 Pressão disponível: 1200 mmca

COG (gás de coqueria):  
 vazão: 0-5000 Nm<sup>3</sup>/h  
 Poder calorífico: 4500 Kcal/Nm<sup>3</sup>  
 Pressão disponível: 1200 mmca (variável)

GLP (gás liquefeito de petróleo)  
 vazão: 0-600 Nm<sup>3</sup>/h  
 Poder calorífico: 25000 Kcal/Nm<sup>3</sup>  
 Pressão disponível: 1500 mmca

A mistura dos três gases deve resultar em um gás misto:

vazão: 0-12000 Nm<sup>3</sup>/h  
 Poder calorífico: 1000 a 2000 Kcal/Nm<sup>3</sup>  
 Pressão controlada: 600 mmca

Um detalhe importante é que o COG pode faltar. Quando isso ocorre sua pressão cai. Um controlador de pressão, numa estratégia de controle preferencial deve limitar sua vazão de

forma a manter sua pressão num determinado valor.

A vazão de GLP deve complementar a falta de COG de forma a manter constante o valor do PCI da mistura determinado pelo operador num bloco de cálculo.

Abra uma nova aplicação e selecione a figura "Exercício 11.bmp". A tela terá uma aparência semelhante à figura 11.34.

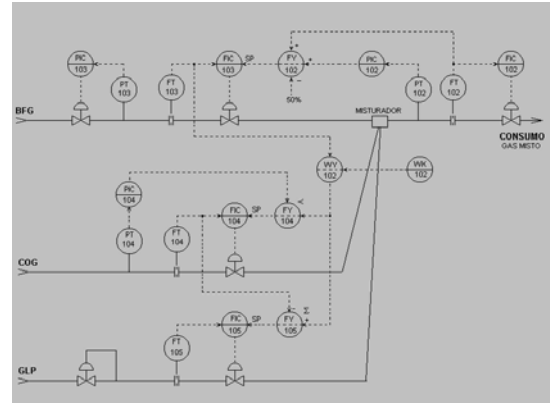


figura 11.34

Observe a estratégia montada para controle de vazão de COG.

Um bloco WK-102 permitirá determinar o PCI da mistura entre 1000 e 2000 Kcal/Nm<sup>3</sup>.

Utilize um outro bloco para determinar a pressão de COG na fonte.

Controlador 1:

Tag:	FIC-102
Descrição:	Vazão de Gás Misto
Faixa:	0 a 12000
Unidade:	Nm <sup>3</sup> /h
PV:	21 FT-102 Vazão de Gas Misto
Saída em:	M01

Controlador 2:

Tag:	PIC-102
Descrição:	Pressão de Gás Misto
Faixa:	0 a 1000
Unidade:	mmca
PV:	22 PT-102 Pressão de Gás Misto
Saída em:	M02

Controlador 3:

Tag:	FIC-103
Descrição:	Vazão de BFG
Faixa:	0 a 10000
Unidade:	Nm <sup>3</sup> /h
PV:	23 FT-103 Vazão de BFG
SPR:	47 fy-102 Somador
Saída em:	M03

## Controlador 4:

Tag:	PIC-103
Descrição:	Pressão de BFG
Faixa:	0 a 1500
Unidade:	mmca
PV:	24 PT-103 Pressão de BFG
Saída em:	M04

## Controlador 5:

Tag:	FIC-104
Descrição:	Vazão de COG
Faixa:	0 a 5000
Nm3/h	Nm3/h
PV:	26 FT-104 Vazão de COG
SPR	43 FY-104 SP de COG
Saída em:	M05

## Controlador 6:

Tag:	PIC-104
Descrição:	Pressão de COG
Faixa:	0 a 2000
Nm3/h	mmca
PV:	25 PT-104 Pressão de COG
SPR	43 FY-104 SP de COG
Saída em:	M06
Saída em:	M05

## Controlador 7:

Tag:	FIC-105
Descrição:	Vazão de GLP
Faixa:	0 a 600
Nm3/h	Nm3/h
PV:	27 FT-105 Vazão de GLP
SPR	44 FY-105 SP da vazão de GLP
Saída em:	M07

## Processo 1

Descrição:	FT-102 Vazão de Gas Misto
Entrada:	01 FIC-102 Vazão de Gás Misto
L:	1
C:	3
Função Int.	$X \cdot 0.12 \cdot M22^{0.5}$
Função Ext.	X
Saída em:	M21

Esse processo 1 representa a vazão de gás misto. Foi utilizada uma equação linear, porém multiplicada pela raiz quadrada da pressão de gás misto (M22).

## Processo 2

Descrição:	PT-102 Pressão de Gás Misto
Entrada:	(Nenhuma) =0
L:	1
C:	3
Função Int.	$0.8333 \cdot M23 + 0.4167 \cdot M26 + 0.05 \cdot M27 - M21$
Função Ext.	0
Saída em:	M22

O processo 2 representa a pressão de gás misto. É um processo instável, já que a pressão do gás

no trecho confinado entre as válvulas de controle de gases e esse transmissor depende da quantidade de gás existente dentro dele.

Essa quantidade de gás no trecho confinado corresponde à integral da vazão de gás que entra menos a vazão que sai. Na entrada estão BFG (M23), COG (M26) e GLP (M27) cuja soma é feita de forma ponderada em função da escala de cada um deles.

É subtraída então a vazão de saída M21. É feita a integração com função externa nula.

## Processo 3

Descrição:	FT-103 Vazão de BFG
Entrada:	03 FIC-103 Vazão de BFG
L:	1
C:	3
Função Int.	$0.004 \cdot X \cdot X \cdot (M24 - 0.667 \cdot M22 - 0.001 \cdot X \cdot X)^{0.5}$
Função Ext.	X
Saída em:	M23

A vazão de BFG está variando com o quadrado da posição da válvula, porém multiplicada pela raiz quadrada da diferença de pressão sobre a válvula.

M24 é a pressão de BFG na fonte. M22 é a pressão de gás misto. O fator  $0,001X^2$  representa alguma perda de carga adicional ao longo da tubulação.

## Processo 4

Descrição:	PT-103 Pressão de BFG
Entrada:	04 PIC-103 Pressão de BFG
L:	1
C:	3
Função Int.	$X \cdot (1.5 - 0.01 \cdot M23)$
Função Ext.	X
Saída em:	M24

A pressão de BFG é uma função linear da posição da válvula, porém multiplicada por um fator de perda de carga ao longo da tubulação à montante, desconhecida.

O fator  $(1,5 - 0,01M23)$  representará o modelo do comportamento da pressão de BFG: com vazão nula ( $M23=0$ ) temos um fator de 1.5 vezes a posição da válvula. Esse fator irá diminuir à medida em que aumenta a vazão.

Provavelmente, um levantamento de dados reais deve resultar em uma queda de pressão proporcional ao quadrado da vazão.

## Processo 5

Descrição:	PT-104 Pressão de COG
Entrada:	(Nenhuma) =0
L:	1
C:	2
Função Int.	M46/20-0.012*M26*M26
Função Ext.	X
Saída em:	M25

Essa é a pressão de COG. É resultante da pressão na fonte (M46/20) dividido de uma parcela proporcional ao quadrado da vazão.

#### Processo 6

Descrição:	FT-104 Vazão de COG
Entrada:	05 FIC-104 Vazão de COG
L:	1
C:	3
Função Int.	0.004*X*X*(M25-0.667*M22-0.001*X*X)^0.5
Função Ext.	X
Saída em:	M26

A vazão de COG tem a forma semelhante à vazão de BFG: depende do quadrado da posição da válvula vezes a raiz quadrada de um fator calculado como a diferença das pressões.

#### Processo 7

Descrição:	FT-105 Vazão de GLP
Entrada:	07 FIC-105 Vazão de GLP
L:	1
C:	3
Função Int.	0.02*X*X*(1-M22/100)^0.5
Função Ext.	X
Saída em:	M27

A vazão de GLP depende do quadrado da posição de sua válvula multiplicado pela raiz quadrada de uma hipotética diferença de pressão. A pressão à montante foi considerada fixa.

#### Bloco de Cálculo 1

Tag:	WY-102
Descrição:	Vazão de COG
Função	2*M23*(M42-900)/(4500-M42)
Saída em:	M41

Esse bloco calcula a vazão de COG (set-point a ser enviado ao controlador de COG) em função da vazão de BFG e do PCI desejado para a mistura.

Se o PCI da mistura é função das vazões e dos PCI's dos componentes ( $PCI_{BFG}=900$ ,  $PCI_{COG}=4500$ )

$$PCI_M = \frac{Q_{BFG} \times 900 + Q_{COG} \times 4500}{Q_{BFG} + Q_{COG}}$$

então a vazão de COG deverá ser:

$$Q_{COG} = Q_{BFG} \times \frac{PCI_M - 900}{4500 - PCI_M}$$

e o fator de 2 que multiplica o resultado serve para adequar as escalas de 0-100% (Vazão de BFG 0-10000 e COG 0-5000).

#### Bloco de Cálculo 2

Tag:	WK-102
Descrição:	PCI da Mistura
Função	2000
Limite Inf.	1000
Limite Sup.	2000
Saída em:	M42

#### Bloco de Cálculo 3

Tag:	FY-104
Descrição:	SP de COG
Função	M06<M41
Saída em:	M43

#### Bloco de Cálculo 4

Tag:	FY-105
Descrição:	SP da vazão de GLP
Função	(M41-M26)*0.9
Saída em:	M44

Nesse bloco, o set-point de vazão de GLP é gerado pela subtração do SP de COG e a vazão real de COG, de forma a complementar com GLP.

O fator de 0,9 faz a adequação da escala, transformando COG em GLP respeitando os PCI's e as diferentes escalas de vazão.

#### Bloco de Cálculo 5

Tag:	WY-1
Descrição:	Cálculo do PCI
Função	(M23*900+M26*2250+M27*1500)/(M23+M26*0.5+M27*0.06)/40
Saída em:	M45

Esse bloco de cálculo refaz o cálculo do PCI da mistura, agora considerando os três gases componentes:

$$PCI_M = \frac{Q_{BFG} \times 900 + Q_{COG} \times 4500 + Q_{GLP} \times 25000}{Q_{BFG} + Q_{COG} + Q_{GLP}}$$

Os fatores que aparecem na equação do bloco são resultantes das simplificações e adequações das escalas de vazão de cada componente.

#### Bloco de Cálculo 6

Tag:	Pressão
Descrição:	de COG máxima na fonte
Função	2000
Saída em:	M46

Bloco de Cálculo 7

Tag:	FY-102
Descrição:	Somador
Função	M21+M02-50
Saída em:	M47

Texto Animado 1

Descrição	Pressão de Gás Misto
Função	M22*10
Casas Decim.	0

Texto Animado 2

Descrição	Vazão de GLP
Função	M27*6
Casas Decim.	1

Texto Animado 3

Descrição	Vazão de COG
Função	M26*50
Casas Decim.	0

Texto Animado 4

Descrição	Pressão de COG
Função	M25*20
Casas Decim.	0

Texto Animado 5

Descrição	Pressão de BFG
Função	M24*15
Casas Decim.	0

Texto Animado 6

Descrição	Vazão de BFG
Função	M23*100
Casas Decim.	0

Texto Animado 7

Descrição	Vazão de Gás Misto
Função	M21*120
Casas Decim.	0

Texto Animado 8

Descrição	PCI da Mistura
Função	M45*40
Casas Decim.	0

À medida em que for configurando posicione os elementos nos locais próximos dos elementos.

Introduza registradores para visualizar as variáveis. Esconda os botões dos processos para despoluir a tela.

A tela final se parecerá com a figura 11.35.

O passo seguinte seria observar as funções de transferência das válvulas e os tempos envolvidos em cada um dos sub-processos para aproximar do real ao máximo.

Com dados reais levantados no campo, isolando cada um dos processos que foram implementados, poderemos chegar com algum esforço a resultados muito semelhantes à realidade.

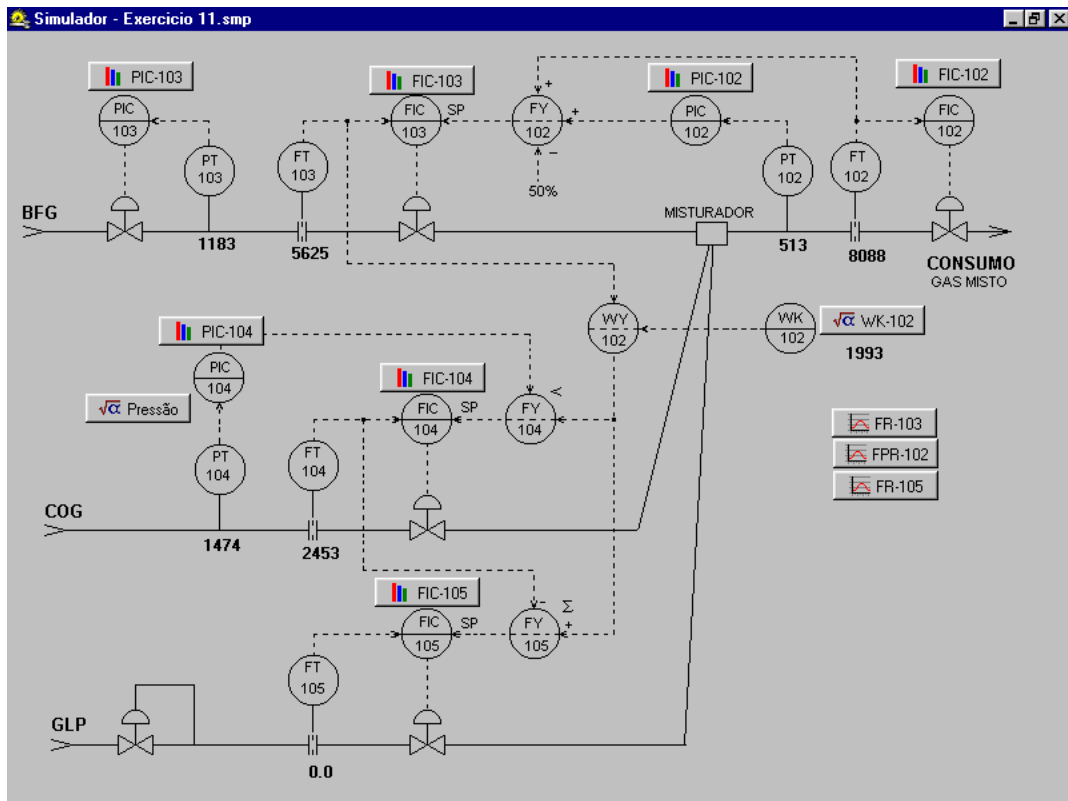


fig. 11.35



## Exercício 12

Uma curiosidade interessante é um oscilador senoidal. Dois processos integradores puros ligados em anel produzem esse efeito.

Inicie uma nova aplicação e introduza dois processos:

Processo 1

Descrição:	
Entrada:	(Nenhuma) =0
L:	0
C:	15
Função Int.	50-M22
Função Ext.	0
Saída em:	M21

Processo 2

Descrição:	
Entrada:	(Nenhuma) =0
L:	0
C:	15
Função Int.	M21-50
Função Ext.	0
Saída em:	M22

Introduza um registrador para visualizar as variáveis M21 e M22.

Verifique que a frequência do sistema será:

$$f = \frac{1}{2\pi \sqrt{C_1 C_2}} \quad \text{ou} \quad T = 2\pi \sqrt{C_1 C_2} \quad \text{onde}$$

$C_1$  e  $C_2$  são os tempos C dos processos. Nesse

caso de  $C_1=C_2=15$  segundos, o período será 94 segundos.

Entretanto, a amplitude do sinal depende de condições iniciais.

Experimente utilizar o registrador X-Y com M21 e M22 em X e Y.

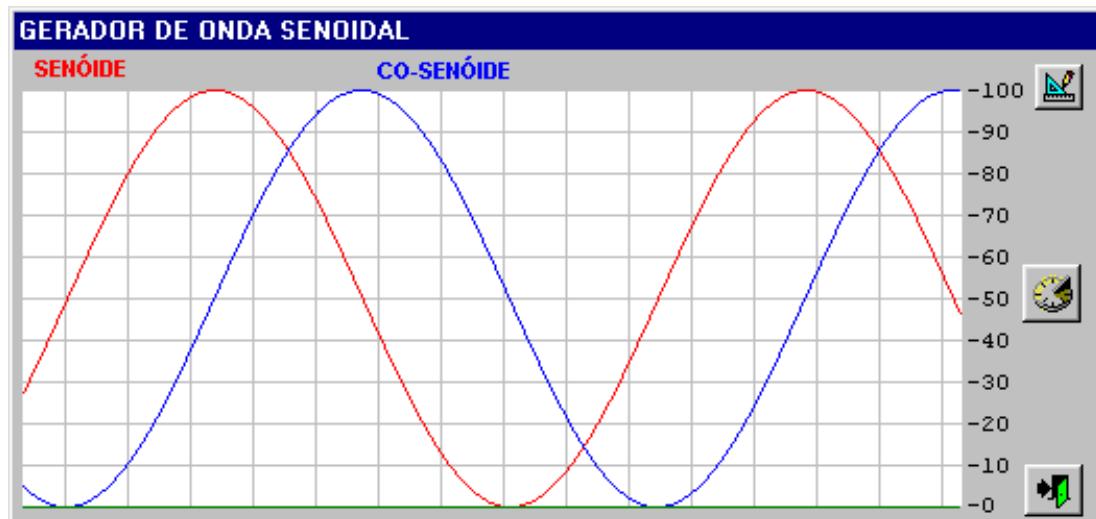


fig. 11.36

## 12. Metrologia

### Sistema Internacional

Muito longo e tortuoso foi o processo de padronização de um sistema internacional de medidas, que, ainda hoje, convive com outros sistemas de medidas regionais.

O Sistema Internacional de Unidades – SI compreende:

Sete unidades de base, mostradas na tabela 1.

Unidades derivadas, deduzidas direta ou indiretamente das unidades de base e suplementares, mostradas nas tabelas 3 a 8.

Os múltiplos e sub - múltiplos decimais das unidades acima, cujos nomes são formados pelo emprego dos prefixos usados no SI e mostrados na tabela 9.

Tabela 1 – Sete unidades básicas

Grandeza	Nome	Símbolo
Comprimento	Metro	m
Massa	Quilograma	kg
Tempo	Segundo	s
Corrente elétrica	Ampere	A
Temperatura termodinâmica	Kelvin	K
Quantidade de matéria	Mol	mol
Intensidade luminosa	Candela	cd

Tabela 4 - Unidades geométricas e mecânicas

Grandeza	Nome	Símbolo
Área	Metro quadrado	m <sup>2</sup>
Volume	Metro cúbico	m <sup>3</sup>
Ângulo plano	radiano	rad
Ângulo sólido	esterradiano	sr
Tempo	segundo	s
Frequência	hertz	Hz
Velocidade	Metro por segundo	m/s
Velocidade angular	Radiano por segundo	rad/s
Aceleração	Metro por segundo, por segundo	m/s <sup>2</sup>
Aceleração angular	Radiano por segundo, por segundo	rad/ s <sup>2</sup>
Massa específica	Kilograma por metro cúbico	Kg/m <sup>3</sup>
Vazão	Metro cúbico por segundo	m <sup>3</sup> /s
Fluxo de massa	Quilograma por segundo	Kg/s
Momento de inércia	Quilograma – metro quadrado	Kg. m <sup>2</sup>
Momento linear	Quilograma-metro por segundo	Kg.m/s
Momento angular	Quilograma-metro quadrado por segundo	Kg. m <sup>2</sup> /s
Força	Newton	N
Momento de uma força, torque	Newton-metro	N.m
Pressão	pascal	Pa
Viscosidade dinâmica	Pascal-segundo	Pa.s
Trabalho, energia, quantidade de calor	joule	J
Potência, fluxo de energia	watt	W
Densidade de fluxo de energia	Watt por metro quadrado	W/ m <sup>2</sup>

Tabela 5 - Unidades elétricas e magnéticas

Grandeza	Nome	Símbolo
Carga elétrica (quantidade de eletricidade)	coulomb	C
Tensão elétrica, diferença de potencial, força eletromotriz)	volt	V
Gradiente de potencial, intensidade de campo elétrico	Volt por metro	V/m
Resistência elétrica	ohm	$\Omega$
Resistividade	Ohm-metro	$\Omega \cdot m$
Condutância	siemens	S
Condutividade	Siemens por metro	S/m
Capacitância	farad	F
Indutância	henry	H
Potência aparente	Volt-ampère	VA
Potência reativa	var	var
Indução magnética	tesla	T
Fluxo magnético	weber	Wb
Intensidade de campo elétrico	Ampère por metro	A/m
Relutância	Ampère por weber	A/Wb

Tabela 6 - Unidades térmicas

Temperatura Celsius	Graus Celsius	$^{\circ}\text{C}$
Capacidade térmica	Joule por kelvin	J/K
Calor específico	Joule por quilograma e por Kelvin	J/(kg.K)
Gradiente de temperatura	Kelvin por metro	K/m
Condutividade térmica	Watt por metro e por kelvin	W/(m.K)

Tabela 7 - Unidades ópticas

Grandeza	Nome	Símbolo
Fluxo luminoso	lúmen	lm
Iluminamento	lux	lx
Luminância	Candela por metro quadrado	$\text{cd}/\text{m}^2$
Excitância luminosa	Lúmen por metro quadrado	$\text{lm}/\text{m}^2$
Exposição luminosa, excitação luminosa	Lúmen-segundo	lm.s
Eficiência luminosa	Lúmen por watt	lm/W
Número de onda	1 por metro	$\text{m}^{-1}$
Intensidade energética	Watt por esterradiano	W/sr
Luminância energética	Watt por esterradiano e por metro	$\text{W}(\text{sr} \cdot \text{m}^2)$
Convergência	dioptria	di

Tabela 8 - Unidade de radioatividade

Atividade	becquerel	Bq
Exposição	Coulomb por kilograma	C/kg
Dose absorvida	gray	Gy
Equivalente de dose	sievert	Sv

Tabela 9 - Prefixos e fatores de multiplicação

Nome	Símbolo	Fator de multiplicação
exa	E	$10^{18} = 1.000.000.000.000.000.000$
peta	P	$10^{15} = 1.000.000.000.000.000$
tera	T	$10^{12} = 1.000.000.000.000$
giga	G	$10^9 = 1.000.000.000$
mega	M	$10^6 = 1.000.000$
quilo	k	$10^3 = 1.000$
hecto	h	$10^2 = 100$
deca	da	$10^1 = 10$
deci	d	$10^{-1} = 0,1$
centi	c	$10^{-2} = 0,01$
mili	m	$10^{-3} = 0,001$
micro	$\mu$	$10^{-6} = 0,000\ 001$
nano	n	$10^{-9} = 0,000\ 000\ 001$
pico	p	$10^{-12} = 0,000\ 000\ 000\ 001$
femto	f	$10^{-15} = 0,000\ 000\ 000\ 000\ 001$
atto	a	$10^{-18} = 0,000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 001$

## Nomenclatura Oficial

Apesar de utilizarmos diariamente termos como “precisão”, “calibração”, “erros” e outras palavras do nosso vocabulário técnico, é necessário atentar para o fato de que existe uma padronização.

No Brasil o INMETRO publica o Vocabulário Internacional de Termos Fundamentais e Gerais de Metrologia (VIM) que busca a padronização da terminologia, adequado ao vocabulário internacional.

Seguem-se alguns termos mais importantes para a instrumentação, com suas definições e comentários. Os textos em itálico correspondem a transcrições fiéis do VIM (2ª edição – 2000).

Foram organizados em ordem alfabética para facilidade de consulta. Outras definições que não são registradas aqui podem ser observadas diretamente no documento original do INMETRO.

### Ajuste de um instrumento

*Operação destinada a fazer com que um instrumento de medição tenha desempenho compatível com o seu uso.*

Observe que o termo “calibração”, definido adiante, inclui tão somente o levantamento dos erros do instrumento. “Calibrar” um instrumento não é ajustá-lo.

### Amplitude nominal (span)

*Diferença, em módulo, entre os dois limites de uma faixa nominal.*

*Exemplo: Para uma faixa nominal de -10V a +10V a amplitude da faixa nominal é 20V.*

*Observação: Em algumas áreas, a diferença entre o maior e o menor valor é denominada faixa.*

O VIM sugere que “amplitude nominal”, “amplitude da faixa” e “span” são a mesma coisa.

### Calibração (aferação)

*Conjunto de operações que estabelece, sob condições especificadas, a relação entre os valores indicados por um instrumento de medição ou sistema de medição ou valores*

*representados por uma medida materializada ou um material de referência, e os valores correspondentes das grandezas estabelecidos por padrões.*

*Observações:*

1) *O resultado de uma calibração permite tanto o estabelecimento dos valores do mensurando para as indicações como a determinação das correções a serem aplicadas.*

2) *Uma calibração pode, também, determinar outras propriedades metrológicas como o efeito das grandezas de influência.*

3) *O resultado de uma calibração pode ser registrado em um documento, algumas vezes denominado certificado de calibração ou relatório de calibração.*

A calibração não pressupõe, portanto, nenhuma intervenção no instrumento (ajustes, manutenção, limpeza, etc.): apenas uma verificação sistemática que gera um relatório.

Um instrumento “calibrado” não significa necessariamente confiável e isento de erros: apenas foi verificado e existe um relatório!... A sua adequação ao uso deve obedecer critérios específicos.

### Classe de exatidão

*Classe de instrumentos de medição que satisfazem a certas exigências metrológicas destinadas a conservar os erros dentro de limites especificados.*

*Observação: Uma classe de exatidão é usualmente indicada por um número ou símbolo adotado por convenção e denominado índice de classe.*

Observe que a classe de exatidão é um símbolo definido em alguma convenção ou norma. Por exemplo: “classe 2” se refere a um índice (0, 1, 2, 3, A, B...) convencionado na norma que descreve os limites das exigências relacionadas.

### Desvio Padrão Experimental

*Para uma série de “n” medições de um mesmo mensurando, a grandeza “s”, que caracteriza a dispersão dos resultados, é dada pela fórmula:*

$$s = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad \text{onde } x_i \text{ representa o}$$

*resultado da “iésima” medição e  $\bar{x}$  representa a média aritmética dos “n” resultados considerados.*

Observações:

1) Considerando uma série de “n” valores como uma amostra de uma distribuição,  $\bar{x}$  é uma estimativa não tendenciosa da média  $\mu$ , e  $s^2$  é uma estimativa não tendenciosa da variância desta distribuição.

2) A expressão  $\frac{s}{\sqrt{n}}$  é uma estimativa do desvio padrão da distribuição de  $\bar{x}$  e é denominada desvio padrão experimental da média.

3) “Desvio padrão experimental da média” é, algumas vezes, denominado incorretamente erro padrão da média.

Aqui o VIM apenas definiu, em concordância com a estatística, os termos “desvio padrão”, “variância” e “desvio padrão da média”.

### Erro aleatório

Resultado de uma medição menos a média que resultaria de um infinito número de medições do mesmo mensurando efetuadas sob condições de repetitividade.

Observações:

1) Erro aleatório é igual ao erro menos o erro sistemático.

2) Em razão de que apenas um finito número de medições pode ser feito, é possível apenas determinar uma estimativa do erro aleatório.

Os erros aleatórios não tem comportamento determinístico.

### Erro de zero

Erro no ponto de controle de um instrumento de medição para o valor zero do mensurando.

### Erro fiducial

Erro de um instrumento de medição dividido por um valor especificado para o instrumento.

Observação:

O valor especificado é geralmente denominado de valor fiducial, e pode ser, por exemplo, a amplitude da faixa nominal ou o limite superior da faixa nominal do instrumento de medição.

O erro fiducial é o mais usado para exprimi-los nos instrumentos de aplicação em controle de processo industrial. Refere-se ao erro em valores percentuais da faixa (ou do fim da

escala se ela se inicia em zero), por exemplo, 0,25%FS.

### Erro relativo

Erro da medição dividido por um valor verdadeiro do objeto da medição.

Observação:

Uma vez que o valor verdadeiro não pode ser determinado, utiliza-se, na prática, um valor verdadeiro convencional (...)

Os instrumentos industriais para controle de processo, em geral, tem saída padronizada (p.ex. 4-20 mA) e o erro relativo tem pouca utilidade.

### Erro sistemático

Média que resultaria de um infinito número de medições do mesmo mensurando, efetuadas sob condições de repetitividade, menos o valor verdadeiro do mensurando.

Observações:

1) Erro sistemático é igual ao erro menos o erro aleatório.

2) Analogamente ao valor verdadeiro, o erro sistemático e suas causas não podem ser completamente conhecidos.

(...)

O erro sistemático é um erro recorrente que pode ser eliminado por fatores de correção ou ajustes do instrumento.

### Erro (de uma medição)

Resultado de uma medição menos o valor verdadeiro do mensurando.

Observações:

1) Uma vez que o valor verdadeiro não pode ser determinado, utiliza-se, na prática, um valor verdadeiro convencional (...)

2) Quando for necessário distinguir “erro” de “erro relativo”, o primeiro é, algumas vezes, denominado erro absoluto da medição. Este termo não deve ser confundido com valor absoluto do erro, que é o módulo do erro

### Erro (de um instrumento)

Indicação de um instrumento de medição menos um valor verdadeiro da grandeza de entrada correspondente.

Observações:

1) Uma vez que um valor verdadeiro não pode ser determinado, na prática é utilizado um verdadeiro convencional (...)

2) Este conceito aplica-se principalmente quando o instrumento é comparado a um padrão de referência.

### Exatidão (de uma medição)

Grau de concordância entre o resultado de uma medição e um valor verdadeiro do mensurando.

Observações:

1) Exatidão é um conceito qualitativo.

2) O termo precisão não deve ser utilizado como exatidão.

### Exatidão (de um instrumento)

Aptidão de um instrumento de medição para dar respostas próximas a um valor verdadeiro.

Observação: Exatidão é um conceito qualitativo.

Nos procedimentos da instrumentação industrial, a exatidão, apesar de qualitativa, pode ser entendida como o maior erro fiducial encontrado no processo de calibração, declarando-se também a incerteza da medição.

O VIM abomina o uso do termo “precisão” mas não o define. Logo, argumentos do tipo “o instrumento pode ser preciso e não ser exato” carecem de definição. Em geral argumenta-se que um instrumento preciso pode apresentar erros, evidenciados no relatório de calibração, porém mantendo boa repetitividade e demais qualidades.

Ao invés de abolir o termo “precisão” do vocabulário técnico consuetudinário, é mais razoável defini-la (nos procedimentos escritos) como sendo o mesmo que “exatidão”.

### Faixa de indicação

Conjunto de valores limitados pelas indicações extremas.

Observações:

1) Para um mostrador analógico, pode ser chamado de faixa de escala;

2) A faixa de indicação é expressa nas unidades marcadas no mostrador, independentemente da unidade do mensurando e é normalmente estabelecida em termos dos seus limites inferior e superior, por exemplo: 100 °C a 200 °C;

(...)

### Faixa de medição, faixa de trabalho (measuring range)

Conjunto de valores de um mensurando para o qual se admite que o erro de um instrumento de medição mantém-se dentro dos limites especificados.

(...)

### Faixa nominal (range)

Faixa de indicação que se pode obter em uma posição específica dos controles de um instrumento de medição.

Observações:

1) Faixa nominal é normalmente definida em termos de seus limites inferior e superior, por exemplo: “100°C a 200°C”. Quando o limite inferior é zero, a faixa nominal é definida unicamente em termos do limite superior, por exemplo: a faixa nominal de 0V a 100V é expressa como “100V”.

(...)

Esses termos (faixa, range e span) são, geralmente, fonte de alguma confusão. Para especificar um transmissor de pressão, por exemplo, o projetista deve determinar como “faixa de medição” os limites dentro dos quais o instrumento pode ser ajustado, e “faixa nominal”, “faixa ajustada” ou “ajuste”, os valores em que ele deve trabalhar quando instalado:

Faixa de medição: 0-2..20 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Ajuste: 0-10 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Isso significa que o instrumento pode ser ajustado desde 0 a 2 até 0 a 20, inclusive 3 a 15 ou 15 a 17, mas não 0 a 1, nem mesmo 10 a 10,5 Kgf/cm<sup>2</sup>, pois 2 é a mínima e 20 é a máxima amplitude da faixa; 20 é também o limite superior de trabalho ditado pela construção do instrumento.

### Incerteza da medição

Parâmetro, associado ao resultado de uma medição, que caracteriza a dispersão dos valores que podem ser fundamentadamente atribuídos a um mensurando.

Observações:

1) O parâmetro pode ser, por exemplo, um desvio padrão (ou um múltiplo dele), ou a

metade de um intervalo correspondente a um nível de confiança estabelecido.

2) A incerteza de medição compreende, em geral, muitos componentes. Alguns destes componentes podem ser estimados com base na distribuição estatística dos resultados das séries de medições e podem ser caracterizados por desvios padrão experimentais. Os outros componentes, que também podem ser caracterizados por desvios padrão, são avaliados por meio de distribuição de probabilidades assumidas, baseadas na experiência ou em outras informações.

3) Entende-se que o resultado da medição é a melhor estimativa do valor do mensurando, e que todos os componentes da incerteza, incluindo aqueles resultantes dos efeitos sistemáticos, como os componentes associados com correções e padrões de referência, contribuem para a dispersão.

A incerteza da medição resulta do processo de medição e não somente ao instrumento a ser calibrado. Inclui as incertezas do padrão, das condições ambientais, dos erros aleatórios, e tudo o que leva a alguma dúvida sobre o valor verdadeiro. Como é um conceito subjetivo (dúvida) que depende inclusive do conhecimento e da honestidade intelectual das pessoas, o mais importante é a forma de expressá-la. Esta obedece a padrões internacionais. Explanaremos sobre ela em tópico específico adiante.

### **Padrão**

Medida materializada, instrumento de medição, material de referência ou sistema de medição destinado a definir, realizar, conservar ou reproduzir uma unidade ou um ou mais valores de uma grandeza para servir como referência.

Exemplos:

- a) Massa padrão de 1 kg;
- b) Resistor padrão de  $100\Omega$ ;
- c) Amperímetro padrão;
- d) Padrão de frequência de césio;
- e) Eletrodo padrão de hidrogênio;
- f) Solução de referência de cortisol no soro humano, tendo uma concentração certificada.

Observações:

1) Um conjunto de medidas materializadas similares ou instrumentos de medição que, utilizados em conjunto, constituem um padrão coletivo.

2) Um conjunto de padrões de valores escolhidos que, individualmente ou combinados, formam uma série de valores de grandezas de uma mesma natureza é denominado coleção padrão.

### **Padrão de referencia**

Padrão, geralmente tendo a mais alta qualidade metrológica disponível em um dado local ou em uma dada organização, a partir do qual as medições lá executadas são derivadas.

### **Padrão de trabalho**

Padrão utilizado rotineiramente para calibrar ou controlar medidas materializadas, instrumentos de medição ou materiais de referência.

Observações:

- 1) Um padrão de trabalho é geralmente calibrado por comparação a um padrão de referência.
- 2) Um padrão de trabalho utilizado rotineiramente para assegurar que as medições estão sendo executadas corretamente é chamado padrão de controle.

Numa planta industrial a definição de padrões de referência e de trabalho deve constar nos procedimentos do sistema de qualidade e seu uso e período de calibração regulamentados. Os padrões de referência devem, quase sempre, ser calibrados em laboratórios credenciados na rede metrológica, e utilizados somente para calibrar os padrões de trabalho.

Nessa linha, o Valor Verdadeiro Convencional é o obtido pelos padrões de referência.

### **Padrão de transferência**

Padrão utilizado como intermediário para comparar padrões.

Observação:

A expressão “dispositivo de transferência” deve ser utilizada quando o intermediário não é um padrão.

### **Padrão internacional**

Padrão reconhecido por um acordo internacional para servir, internacionalmente, como base para estabelecer valores de outros padrões da grandeza a que se refere.

**Padrão primário**

*Padrão que é designado ou amplamente reconhecido como tendo as mais altas qualidades metrológicas e cujo valor é aceito sem referência a outros padrões de mesma grandeza.*

*Observação:*

*O conceito de padrão primário é igualmente válido para grandezas de base e para grandezas derivadas.*

**Padrão secundário**

*Padrão cujo valor é estabelecido por comparação a um padrão primário da mesma grandeza.*

**Regulagem**

*Ajuste, empregando somente os recursos disponíveis no instrumento para o usuário.*

*Nesse caso, o ajuste utilizando ferramentas e dispositivos disponíveis estranhos ao instrumento, não é uma regulagem.*

**Rastreabilidade**

*Propriedade do resultado de uma medição ou do valor de um padrão estar relacionado a referências estabelecidas, geralmente a padrões nacionais ou internacionais, através de uma cadeia contínua de comparações, todas tendo incertezas estabelecidas.*

*Observações:*

- 1) O conceito é geralmente expresso pelo adjetivo rastreável;*
- 2) Uma cadeia contínua de comparações é denominada de cadeia de rastreabilidade.*

*Num sistema de qualidade documentado, a rastreabilidade se refere à possibilidade de apresentar evidências de que todos os dispositivos utilizados na calibração estão sob controle metrológico, permitindo identificar as incertezas propagadas em toda a cadeia.*

**Repetitividade (de uma medição)**

*Grau de concordância entre os resultados de medições sucessivas de um mesmo mensurando efetuadas sob as mesmas condições de medição.*

*Observações:*

- 1) Estas condições são denominadas condições de repetitividade.*

*2) Condições de repetitividade incluem:*

- mesmo procedimento de medição;*
- mesmo observador;*
- mesmo instrumento de medição, utilizado nas mesmas condições;*
- mesmo local;*
- repetição em curto período de tempo.*

*3) Repetitividade pode ser expressa, quantitativamente, em função das características da dispersão dos resultados.*

**Repetitividade (de um instrumento)**

*Aptidão de um instrumento de medição em fornecer indicações muito próximas, em repetidas aplicações do mesmo mensurando, sob as mesmas condições de medição.*

*Observações:*

*1) Estas condições incluem:*

- redução ao mínimo das variações devidas ao observador;*
- mesmo procedimento de medição;*
- mesmo observador;*
- mesmo equipamento de medição, utilizado nas mesmas condições;*
- mesmo local;*
- repetições em um curto período de tempo.*

*2) Repetitividade pode ser expressa quantitativamente em termos das características da dispersão das indicações.*

*Na prática, a repetitividade do instrumento pode ser expressa pela maior diferença entre dois resultados de um conjunto obtido em sucessivas verificações em um mesmo ponto. Pode ser levantada em diversos pontos de interesse durante o processo de calibração.*

**Reprodutibilidade**

*Grau de concordância entre os resultados das medições de um mesmo mensurando efetuadas sob condições variadas de medição.*

*Observações:*

- 1) Para que uma expressão da reprodutibilidade seja válida, é necessário que sejam especificadas as condições alteradas.*
- 2) As condições alteradas podem incluir:*
  - princípio de medição;*



- método de medição;
- observador;
- instrumento de medição;
- padrão de referência;
- local;
- condições de utilização;
- tempo.

3) *Reprodutibilidade pode ser expressa, quantitativamente, em função das características da dispersão dos resultados.*

4) *Os resultados aqui mencionados referem-se, usualmente, a resultados corrigidos.*

Reprodutibilidade é um parâmetro raramente utilizado na instrumentação de processos industriais.

### Resolução

*Menor diferença entre indicações de um dispositivo mostrador que pode ser significativamente percebida.*

Observações:

- 1) *Para dispositivo mostrador digital, é a variação na indicação quando o dígito menos significativo varia de uma unidade.*
- 2) *Este conceito também se aplica a um dispositivo registrador.*

Pode ser entendida como a menor divisão da escala analógica, a melhor interpolação aceitável, ou o valor do dígito menos significativo para instrumentos digitais. A exatidão e a incerteza serão sempre piores que a resolução.

### Valor Verdadeiro Convencional (de uma grandeza)

*Valor atribuído a uma grandeza específica e aceito, às vezes por convenção, como tendo uma incerteza apropriada para uma dada finalidade.*

Exemplos:

- a) *Em um determinado local, o valor atribuído a uma grandeza, por meio de um padrão de referência, pode ser tomado como um valor verdadeiro convencional; (...)*

Observações:

- 1) *“Valor verdadeiro convencional” é às vezes denominado valor designado, melhor estimativa*

*do valor, valor convencional ou valor de referência. (...)*

2) *Freqüentemente, um grande número de resultados de medições de uma grandeza é utilizado para estabelecer um valor verdadeiro convencional.*

Pode ser entendido como a melhor estimativa ou resultado obtido, disponível no local, na empresa ou na organização, como os padrões primários ou de referência, por exemplo.

### Zona morta (dead band)

*Intervalo máximo no qual um estímulo pode variar em ambos os sentidos, sem produzir variação na resposta de um instrumento de medição.*

Observações:

- 1) *A zona morta pode depender da taxa de variação.*
- 2) *A zona morta, algumas vezes, pode ser deliberadamente ampliada, de modo a prevenir variações na resposta para pequenas variações no estímulo.*

É mais usado o termo “histerese” que, na prática, se incorpora à exatidão. Corresponde à maior diferença entre os resultados tomados no sentido ascendente e descendente da excursão do valor verdadeiro convencional.

A expressão “linearidade” não é citada no VIM, mas é muito utilizada. Corresponde ao maior desvio obtido em relação a uma reta de regressão sobre os resultados.

## A Rastreabilidade Metrológica

Os instrumentos de medição críticos dentro do processo produtivo, devem possuir uma periodicidade e procedimentos definidos para verificação de acordo com as suas características técnicas, recomendações do fabricante e condições de trabalho.

Para selecionar quais são os instrumentos críticos dentro do processo são utilizados diversos critérios, tais como:

- garantem a qualidade do produto,
- garantem a segurança da operação e
- garantem a proteção do meio ambiente;

Os padrões de trabalho devem ser submetidos a comparações periódicas contra os padrões de referência. Por sua vez, os padrões de referência

devem passar por calibrações periódicas junto a laboratórios credenciados regionais, que por sua vez, são comparados a padrões nacionais (ex: INMETRO, IPT, etc).

Estas instituições, também enviam periodicamente seus padrões para ser calibrados junto a padrões internacionais.

Finalmente, estes órgãos internacionais mantêm programas de comparação inter-laboratorial para garantir a rastreabilidade metrológica de seus padrões, conhecendo em todo momento a incerteza das medições de cada instrumento e em cada ponto de sua faixa de medição.

A avaliação da incerteza da medição necessita de um estudo detalhado de todas as condições que atuam para afetar o resultado da medição, para poder expressá-la matematicamente e se propagar adequadamente ao longo da cadeia metrológica.

#### Programas de Intercomparação



Figura 12.1 – Exemplo de cadeia metrológica

## A Incerteza da Medição

Como o nome indica refere-se ao nível de dúvida no processo de medição. O texto a seguir é bastante simplificado, e o aluno deverá, caso deseje se aprofundar, consultar o Guia Para Expressão da Incerteza da Medição (Guide to the Expression of Uncertainty in Measurement).

A incerteza da medição deve ser expressa na forma de um desvio padrão multiplicado por um fator de cobertura (normalmente igual a 2,0).

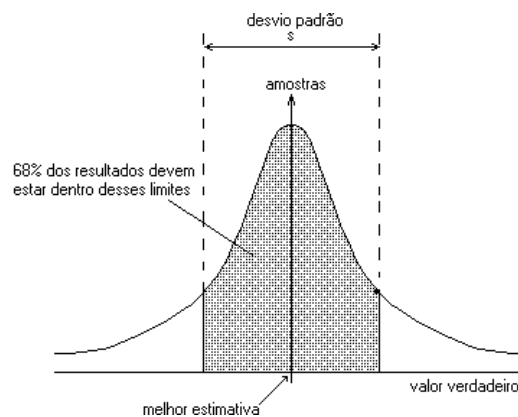


figura 12.2 – distribuição normal

O desvio padrão da distribuição nos indica que existe uma probabilidade definida de que os resultados estejam certos. Determina um nível de confiança dos resultados.

O desvio padrão nos dá um nível de confiança de 68,27%. O dobro do desvio padrão (que vamos utilizar) eleva o nível de confiança para 95,45%. O triplo do desvio padrão eleva esse nível para 99,73%. Esses números encontram sua justificativa no estudo da estatística e probabilidades.

Todas as influências conhecidas devem ser compensadas, tais como a temperatura ambiente, a pressão atmosférica, a aceleração da gravidade local.

Por exemplo, a influência da temperatura ambiente sobre a massa específica da água de uma coluna utilizada como padrão deve ser compensada e corrigida no valor verdadeiro considerado. Da mesma forma, a dilatação do tubo da coluna, o valor da aceleração da gravidade, a dilatação da régua, etc.

## Incerteza tipo A

Chamamos de incerteza tipo A aquela que só podem ser conhecida por meios estatísticos. São os erros aleatórios do sistema de medição.

A avaliação da incerteza tipo A deve ser feita pelo cálculo do desvio padrão de uma série de

medidas feitas nas mesmas condições (condições de repetitividade).

Por exemplo, na calibração de um manômetro de 0 a 10 Kgf/cm<sup>2</sup>, obtiveram-se os seguintes dados:

Indicação do Manômetro	Valor Verdadeiro
0	0,10
1	1,05
2	2,05
3	3,00
4	3,95
5	4,92
6	5,95
7	7,00
8	8,05
9	9,05
10	10,00

Os valores verdadeiros da segunda coluna já devem ter sido corrigidos eliminando os erros sistemáticos do padrão evidenciados no seu relatório de calibração e demais influências avaliáveis.

Observe que a pressão é estabelecida a partir da leitura do manômetro sob teste (que tem certamente resolução pior que o padrão) e a leitura feita no manômetro padrão, que é o valor verdadeiro.

Para avaliação da incerteza tipo A, foram repetidas as medidas no valor de 7,00 nas mesmas condições e obteve-se:

Indicação do Manômetro	Valor Verdadeiro
7,0	7,03
7,0	7,03
7,0	6,98
7,0	7,02
7,0	7,01

Calculando-se a média do valor verdadeiro  $\bar{x}$ , obtemos:

$$\bar{x} = \frac{7,03 + 7,03 + 6,98 + 7,02 + 7,01}{5} = 7,014$$

Essa média é a melhor estimativa para o valor verdadeiro. Interessante é que a dispersão dos resultados pode eventualmente ser atribuída ao instrumento sob teste e não ao “mensurando” conforme definição.

A equação do desvio padrão é:

$$s = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}}$$

O termo no numerador da equação diz que devemos somar os quadrados das diferenças entre os valores e a média 7,014 :

Valor Verdadeiro $x$	$x - \bar{x}$	$(x - \bar{x})^2$
7,03	0,016	0,000256

7,03	0,016	0,000256
6,98	-0,034	0,001156
7,02	0,006	0,000036
7,01	-0,004	0,000016
Total		0,001720

Devemos agora dividir essa soma pelo número de amostras menos um e tirar a raiz quadrada:

$$s = \sqrt{\frac{0,001720}{4}} = 0,021 \text{ Kgf/cm}^2.$$

Uma segunda possibilidade para o cálculo da incerteza tipo A é a obtida pela distribuição dos erros ao longo de toda a escala, considerando que o erro, e não o valor verdadeiro, é o objeto da análise estatística.

Considero esta mais adequada para a instrumentação industrial, apesar de não se adequar aos critérios do INMETRO para credenciamento de laboratórios da rede, que precisam de critérios padronizados por todos.

A argumentação do auditor do INMETRO será, certamente, que esses dados não atendem à condição de repetitividade por não serem medições efetuadas num mesmo ponto.

Entretanto é aceitável e adequada, quando devidamente documentada no sistema de qualidade, porque não necessita da repetição de medições sobre um mesmo ponto (como no exemplo anterior) e abrange de forma mais consistente toda a escala do instrumento.

Lembre-se que o objetivo é avaliar a dispersão estatística aleatória de origem desconhecida, presente no processo de medição. Portanto, qualquer critério ou procedimento consistente com as definições oficiais, estatisticamente coerente, e que carregue uma boa argumentação é válido!

Nesse caso, tomaríamos a primeira tabela de calibração e calcularíamos os erros e o seu desvio padrão:

Indicação do Manômetro	Valor Verdadeiro	Erro $x$	$(x - \bar{x})^2$
0	0,10	0,10	0,000001
1	1,05	0,05	0,001521
2	2,05	0,05	0,001521
3	3,00	0,00	0,000121
4	3,95	-0,05	0,003721
5	4,92	-0,08	0,008281
6	5,95	-0,05	0,003721
7	7,00	0,00	0,000121
8	8,05	0,05	0,001521
9	9,05	0,05	0,001521
10	10,00	0,00	0,000121

$$\bar{x} = 0,011 \quad \Sigma = 0,022171$$

$$s = \sqrt{\frac{0,022171}{10}} = 0,047 \text{ Kgf/cm}^2$$

Um bom critério pode ser adotar esse segundo procedimento para instrumentos de campo (manômetros, transmissores, termopares, etc que não serão utilizados como padrões e portanto não propagarão a incerteza) e o primeiro procedimento para calibração de padrões.

Vamos analisar um outro exemplo, com objetivo de aproximarmos de um possível procedimento normalizado para instrumentos de processo industrial.

Suponhamos um transmissor de temperatura na faixa de 0 a 500°C e saída de 4-20 mA. Os resultados hipotéticos estão na tabela abaixo:

Valor verdadeiro (°C)	Instrumento (mA)
0	4,00
50	5,61
100	7,21
150	8,82
200	10,42
250	12,02
300	13,63
350	15,22
400	16,82
450	18,41
500	20,00

Para padronização do método referente a transmissores de qualquer grandeza, vamos adotar os valores em percentuais da faixa e calcular os erros em percentual da amplitude da faixa (erro fiducial):

Padrão (%)	Instrumento (%)	erro (%) $x$	$(x - \bar{x})^2$
0	0,0000	0,0000	0,008264
10	10,0625	0,0625	0,000807
20	20,0625	0,0625	0,000807
30	30,1250	0,1250	0,001162
40	40,1250	0,1250	0,001162
50	50,1250	0,1250	0,001162
60	60,1875	0,1875	0,009330
70	70,1250	0,1250	0,001162
80	80,1250	0,1250	0,001162
90	90,0625	0,0625	0,000807
100	100,0000	0,0000	0,008264

$$\bar{x} = 0,0909 \quad \Sigma = 0,034091$$

$$s = \sqrt{\frac{0,034091}{10}} = 0,058\%FS$$

Quanto ao número de algarismos significativos, observamos que o resultado da primeira tabela oferecia o valor de corrente até a segunda casa decimal, ou centésimos de miliampère.

Considerando que esse último algarismo está afetado de erro, ele corresponderia a 0,01 mA,

numa faixa de 16 mA, equivalente a 0,0625%. Estamos em dúvida já na segunda casa decimal do erro (essa incerteza será considerada como tipo B).

Podemos utilizar na planilha, ou no cálculo, um número tão grande quanto quisermos de casas decimais, porém o resultado deve ser apresentado com dois algarismos significativos, ou apenas um:  $s=0,058\%$  ou  $s=0,06\%$  são apresentações corretas.

Como regra geral podemos adotar a incerteza com, no máximo, dois algarismos significativos.

O Número de amostras menos 1 (quatro no primeiro caso e 10 nos demais) corresponde, nessa etapa, ao número de graus de liberdade

Se não houvesse mais incertezas (tipo B) então consultaríamos a tabela do fator de cobertura e multiplicaríamos o desvio padrão por ele, obtendo a incerteza expandida ou incerteza da medição.

Como há outras incertezas a serem combinadas, não faremos isso, por enquanto, e o número de graus de liberdade será redefinido adiante.

## Incertezas tipo B

As incertezas do tipo B são avaliadas por métodos determinísticos. Seus valores são conhecidos ou são avaliáveis não estatisticamente.

A avaliação da incerteza tipo B contém alguns ingredientes subjetivos. Devemos considerar sempre uma boa dose de bom-senso e honestidade intelectual.

Uma medição com incerteza mal avaliada é um resultado pouco confiável. Devemos resistir à tentação de subestimar a incerteza por um falso sentimento de que pequenas incertezas significam um trabalho mais competente ou criterioso.

## Incerteza Instrumental

Vamos chamar assim as dúvidas relativas à performance dos instrumentos que utilizamos, ou seja, no caso, os nossos padrões.

Todo padrão deve ter sido calibrado e seu relatório de calibração deve estar disponível.

Se houver padrões primários que não tenham sido oficialmente calibrados e/ou sejam aceitos como adequados ao uso dentro da organização, alguém precisa estudá-los e avaliar de forma fundamentada (e por escrito) as suas incertezas. Esse estudo substituirá ou constituirá o relatório.

Suponhamos que o padrão seja uma ponte geradora de sinais de termopar utilizada no último exemplo. Analisando o relatório de calibração do padrão, devemos encontrar os dados resultantes da sua calibração: uma tabela.

Os erros sistemáticos desse padrão já deverão ter sido eliminados por fatores obtidos por interpolação, sobre essa tabela. Eles foram considerados na elaboração dos dados da calibração e não nos interessam nesta etapa.

Deve constar do relatório uma declaração da incerteza da medição, do tipo:

*“Incerteza da medição:  $\pm 2,5^{\circ}C$  para um fator de cobertura  $k=2,0$  com um nível de confiança de 95,45%”.*

Ou coisa semelhante.

Nesse caso, devemos incorporar à nossa incerteza esse valor, certamente propagado ao longo de toda a cadeia metrológica.

Como as incertezas são expressas na forma de um desvio padrão, e o laboratório executante multiplicou-o pelo fator  $k=2,0$  devemos expurgar esse fator para que ele não se propague, obtendo apenas o desvio padrão.

No final multiplicaremos novamente por um fator. Não é justo propagar o fator de cobertura considerado na cadeia: cada elemento da cadeia estaria dobrando a estimativa do desvio padrão!

$$\text{Consideramos } s_1 = \frac{2,5}{2} = 1,25^{\circ}C .$$

Para adequar à nossa metodologia do último exemplo, sabemos que essa incerteza corresponde a:

$$s_1 = \frac{1,25}{500} \times 100 = 0,25\% \text{ da faixa (que é } 0-$$

500°C no nosso exemplo). Se nossos resultados fossem apresentados na forma da unidade do mensurando, como no exemplo anterior (manômetro), então não faríamos essa operação.

É importante, para evitar cálculos mais complexos envolvendo derivadas parciais, utilizarmos todos as incertezas em grandezas coerentes.

Um segundo padrão utilizado no processo é o miliamperímetro que nos forneceu os valores de corrente de saída do transmissor.

Esse também deve ter um relatório de calibração, e, da mesma forma, corrigidos os seus erros sistemáticos, tem também uma incerteza.

Digamos que seja coisa do tipo:  $\pm 0,03 \text{ mA}$   $k=2,0$ . O mesmo procedimento para dividi-lo

por dois obtendo 0,015 mA. Esse valor corresponde, numa faixa de 4-20 mA, a:

$$s_2 = \frac{0,015}{16} \times 100 = 0,094\% \text{ da faixa (16 é$$

a amplitude da faixa).

Se fosse em valores absolutos deveríamos converter esse percentual para °C ou outra unidade utilizada.

### **Incerteza Observacional**

Aqui consideremos as dúvidas relacionadas com a capacidade ou limitação visual do operador, por exemplo (não que ele seja míope, porém, em algum momento ele pode ter estimado ou interpolado valores).

Se o padrão é um instrumento analógico, digamos, um manômetro padrão com um ponteiro sobre a escala, devemos avaliar a nossa capacidade de interpolar a leitura.

Um manômetro de 0 a 10 Kgf/cm<sup>2</sup> do primeiro exemplo, se tiver 100 divisões na sua escala, cada divisão corresponderá a 0,1 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Na avaliação do usuário, quando o ponteiro se encontra entre duas divisões subseqüentes, 7,1 e 7,2 podemos aceitar com segurança o valor de 7,1683 ? Certamente não. Mas 7,17 talvez...

Podemos dizer que meia divisão (0,05) é confiável para interpolação, considerando que pode haver um erro de paralaxe. Tudo depende da avaliação (honestas) do usuário.

É razoável supor que o valor de 7,17 esteja afetado por uma incerteza de 0,05 (meia divisão) distribuída para ambos os lados: 7,17  $\pm$  0,025. Chamamos essa amplitude de  $a=0,05$ .

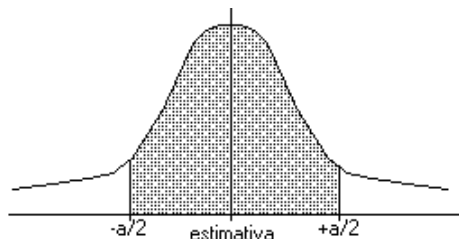
Devemos encontrar o desvio padrão em função desse valor de  $a$ , que equivale a dividi-lo por um fator.

Esse fator depende da distribuição da probabilidade desses resultados, ou seja, como o provável erro de leitura se distribui.

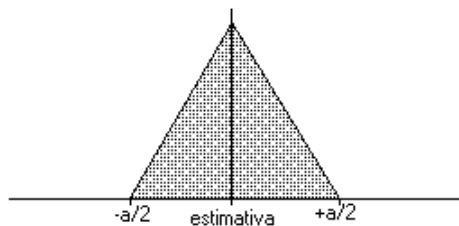
Se a distribuição é normal (a probabilidade decresce quando nos afastamos do valor de 7,17) então podemos dividir o valor de 0,05 por três, para obter a o desvio padrão.

Mas a observação nos sugere que não há probabilidade razoável do valor estar fora desses limites: haveria alguma probabilidade não nula do valor interpolado entre 7,1 e 7,2 ter valor de 7,3? Uma distribuição triangular é mais provável (ver figura 12.3). O fator mais adequado é  $\sqrt{6}$  :

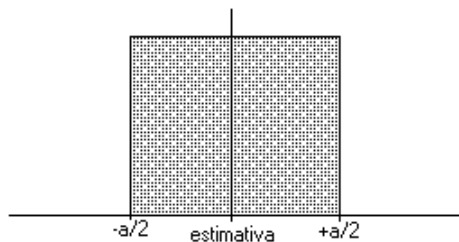
$$s_3 = \frac{0,05}{2,45} = 0,020 \text{ Kgf/cm}^2$$



Distribuição Normal -  $u=a/\sqrt{3}$  - Probabilidade decai com o afastamento, mas nenhum intervalo fechado contém 100% das amostras



Distribuição triangular  $u=a/\sqrt{6}$  - Probabilidade decrescente a partir do valor estimativo, e nula fora dos limites



Distribuição retangular  $u=a/\sqrt{3}$  - probabilidade constante a partir do valor estimado, e nula fora dos limites

figura 12.3 – algumas possíveis distribuições

No último exemplo (calibração do transmissor de temperatura) temos dois instrumentos-padrão: o gerador de sinal que simula o termopar e o miliamperímetro digital.

O gerador de sinal pode ter indicação analógica, suponhamos, onde a menor divisão seria 1°C. A interpolação, nesse critério, pressupõe então  $a=0,5^\circ\text{C}$  que dividido por raiz de seis gera  $0,20^\circ\text{C}$ :

$$s_3 = \frac{0,20}{500} \times 100\% = 0,04\% \text{ da faixa.}$$

No caso do miliamperímetro digital, que provavelmente utilizamos no último exemplo, o último dígito oscilante é como uma incerteza observacional. É pouco recomendável a interpolação a partir dos tempos da oscilação. É mais razoável admitir  $\pm 1$  dígito como incerteza.

$\pm 1$  dígito na segunda casa decimal equivale a  $\pm 0,01 \text{ mA}$ , que é uma amplitude de  $0,02 \text{ mA}$ .

Essa é uma distribuição retangular: dividiremos por raiz de 3 obtendo  $0,012 \text{ mA}$ :

$$s_3 = \frac{0,012}{16} \times 100 = 0,072\% \text{ da faixa.}$$

Se a oscilação envolve mais do que  $0,01$  (oscilando entre  $0,01$  e  $0,03 \text{ p. ex.}$ ) podemos considerar essa faixa e dividir por  $1,73$  (raiz de três).

### Incertezas Ambientais

Essas são incertezas com relação ao não conhecimento ou domínio das condições ambientais.

Se houver alguma relação conhecida entre a temperatura ambiente, pressão atmosférica, aceleração da gravidade local e a nossa medição ela deve ser compensada ou considerada na avaliação do valor verdadeiro.

Vejamos alguns exemplos:

1) No catálogo ou manual do fabricante do padrão de temperatura há uma evidência de variação de  $\pm 10 \text{ ppm}$  por  $^\circ\text{C}$  por influência da temperatura ambiente. Mas ele não determina a forma da variação, portanto é uma incerteza.

Se a calibração desse padrão foi executada na temperatura de  $20^\circ\text{C}$  e estamos com  $25^\circ\text{C}$  no nosso laboratório, então temos uma incerteza

$$\text{de: } \frac{10 \times 5}{1000000} \times 500 = \pm 0,25^\circ\text{C} \text{ ou } \pm 0,05\%$$

da faixa. a amplitude é  $0,10$ . Essa deve ser uma distribuição retangular. Pode haver controvérsias.

2) Se temos uma aceleração da gravidade local declarada de  $9,7964 \pm 0,0005 \text{ m/s}^2$  e estamos utilizando uma balança de peso morto, ou coluna líquida, a influência é direta: estamos

$$\text{duvidando de } \frac{0,0005}{9,7964} \times 100 = \pm 0,005\% \text{ no}$$

valor da pressão, numa amplitude total de  $0,010\%$ . Esse valor de aceleração já deve ter sido considerado através de fatores de correção na determinação do valor verdadeiro, mas sua incerteza não!

Essa distribuição é Normal, pois, certamente essa incerteza foi obtida por métodos fortemente estatísticos.

3) Um transmissor de pressão de vapor de uma caldeira está sendo calibrado na bancada utilizando uma bomba de comparação e um manômetro padrão, porém ele irá trabalhar com o fluido (água de selagem) a  $50 \pm 10^\circ\text{C}$ .

Nesse caso devemos pesquisar junto à literatura do fabricante a influência da temperatura de

suas partes molhadas, compensá-la e avaliar essa incerteza para incorporá-la à medição. Essa pode ser uma distribuição normal, retangular ou triangular.

Enfim, a avaliação de influências ambientais deve ser feita criteriosamente, porém não seremos tão prolixos de considerar influências sabidamente desprezíveis.

### Incerteza Combinada

Precisamos combinar essas incertezas e obter um valor que expresse a dúvida final.

A regra mais utilizada é a raiz quadrada da soma dos quadrados das incertezas.

$$u_C = \sqrt{s^2 + s_1^2 + s_2^2 + s_3^2 \dots}$$

Vamos tomar o exemplo da calibração do transmissor de temperatura:

Incerteza tipo A	0,058%
Instrumental (do gerador)	0,25%
Instrumental (do miliamperímetro)	0,094%
Observacional (do gerador)	0,04%
Observacional (do miliamperímetro)	0,07%
Ambiental (do gerador)	0,05%

A incerteza combinada valerá então:

$$\sqrt{0,058^2 + 0,25^2 + 0,094^2 + 0,04^2 + 0,07^2 + 0,05^2} = 0,29\% \text{ da faixa.}$$

Observe que, dentre as contribuições, as incertezas dos padrões (instrumental) foram preponderantes. Isso é o mais comum, mas não necessariamente obrigatório.

### Incerteza Expandida

Agora devemos multiplicar esse desvio padrão de 0,29% da amplitude da faixa (ou o valor obtido em unidades da grandeza) por um fator de cobertura, antes de declararmos a incerteza da medição.

Abaixo, a tabela para o Fator de cobertura para fração de distribuição ou nível de confiança igual a 95,45%:

Esse número, numa distribuição estatística, reflete fundamentalmente o tamanho da minha amostra.

Uma única amostra não permite o cálculo da incerteza, naturalmente. Duas amostras significam 1 grau de liberdade e deveremos multiplicá-lo por 14 praticamente, pois pouco se pode afirmar sobre probabilidades.

Graus de Liberdade	Fator de Cobertura
1	13,97
2	4,53
3	3,31
4	2,87
5	2,65
6	2,52
7	2,43
8	2,37
9	2,32
10	2,28
15	2,18
20	2,13
50	2,05
$\infty$	2,00

Na prática utiliza-se o fator de 2,00 (infinitos graus de liberdade), pois, na maioria das vezes, esse número é superior a 15.

O valor de 95% do nível de confiança significa, a grosso modo, que a incerteza resultante abrange uma distribuição provável de 95% das medições.

Resta-nos estimar, apenas, o número de graus de liberdade.

Entretanto combinamos várias incertezas, sendo que somente uma foi obtida por meios estatísticos. Quais seriam os graus de liberdade de cada uma das incertezas tipo B? O que eles representam em relação aos da incerteza tipo A que foi obtida com um número de amostras determinado?

A relação entre os valores da incerteza tipo A e as demais nos dá uma pista.

A fórmula de Welch-Satterthwaite nos orienta para estimar o grau de liberdade efetivo:

$$v_{ef} = \frac{(u_C)^4}{\frac{(u_A)^4}{n-1} + \frac{(u_{B1})^4}{v_{B1}} + \frac{(u_{B2})^4}{v_{B2}} + \frac{(u_{B3})^4}{v_{B3}} \dots}$$

onde  $u_C$  é a incerteza combinada,  $u_A$  é a tipo A e  $n$  o número de suas amostras;  $u_{B1}$ ,  $u_{B2}$ ,  $u_{B3} \dots$  são as incertezas tipo B e seus graus de liberdade  $v_{B1}$ ,  $v_{B2}$ ,  $v_{B3} \dots$

Se fizermos a razoável consideração que as incertezas tipo B foram estimadas com um grau de liberdade muito grande podemos reduzir a equação para:

$$v_{ef} = (n-1) \left( \frac{u_C}{u_A} \right)^4$$

Essa simplificação é razoável porque as incertezas dos padrões (evidenciadas em relatório) são em geral com  $k=2$ , portanto  $v=\infty$ .

As nossas estimativas de distribuição nas demais tipo B consideramos também  $k=3, 2,45$  ou  $1,73$ . Ademais, se admitimos não há possibilidade da incerteza observacional ou ambiental estar fora dos limites que estabelecemos (distribuição retangular ou triangular) então  $v=\infty$  efetivamente.

Quando a incerteza tipo A é preponderante ( $u_C \cong u_A$ ), o grau de liberdade tende para  $n-1$ , como citamos anteriormente.

Então, como fizemos o exemplo com 11 amostras,  $n-1$  vale 10;  $u_C = 0,29\%$  e  $u_A = 0,058\%$ :

$$v_{ef} = 10 \times \left( \frac{0,29}{0,058} \right)^4 = 6250, \quad \text{ou seja,}$$

infinito! Qualquer valor acima de 15 pode ser considerado infinito.

Entretanto, podem acontecer (raras) situações em que o número de graus de liberdade seja baixo. Nesses casos devemos aumentar o número de amostras na avaliação da incerteza tipo A.

Se a incerteza combinada é, pelo menos 1,5 vezes a incerteza tipo A, e tendo nessa pelo menos 4 amostras, então  $v=\infty$ .

Obtemos finalmente a incerteza da medição que valerá  $2,0 \times 0,29 = 0,58\%$  da amplitude da faixa.

Vamos analisar os resultados à luz da incerteza da medição:

Padrão (%)	Instrumento (%)	erro (%) $x$	$(x - \bar{x})^2$
0	0,0000	0,0000	0,008264
10	10,0625	0,0625	0,000807
20	20,0625	0,0625	0,000807
30	30,1250	0,1250	0,001162
40	40,1250	0,1250	0,001162
50	50,1250	0,1250	0,001162
60	60,1875	0,1875	0,009330
70	70,1250	0,1250	0,001162
80	80,1250	0,1250	0,001162
90	90,0625	0,0625	0,000807
100	100,0000	0,0000	0,008264

Observe que o maior erro do instrumento é cerca de 0,2% (em 60% da faixa) e a incerteza foi avaliada em 0,58%!

Isso sugere que estamos utilizando um padrão inadequado (o que não é inadmissível): só ele tem incerteza de 0,50%, portanto superior ao erro do instrumento... Não podemos afirmar que o instrumento é confiável em 0,2% da faixa devido a essa incerteza.

### Expressão da Incerteza da Medição

Já vimos, aproximadamente, como deve ser expressa a incerteza da medição. Devemos citar

a incerteza expandida, o fator de cobertura, os graus de liberdade e o nível de confiança.

Por exemplo:

*“Incerteza da Medição: 0,58% da faixa para um fator de cobertura  $k=2,0$  (nível de confiança de 95%) com infinitos graus de liberdade”.*

Ou

*“Incerteza da Medição: 2,9°C para um fator de cobertura  $k=2,0$  com infinitos graus de liberdade e nível de confiança de 95%”.*

Expressar a incerteza com apenas um número significativo também é aceitável e recomendado por alguns:

*“Incerteza da Medição: 0,6% da faixa para um fator de cobertura  $k=2,0$  (nível de confiança de 95%) com infinitos graus de liberdade”.*

Ou

*“Incerteza da Medição: 3°C para um fator de cobertura  $k=2,0$  com infinitos graus de liberdade e nível de confiança de 95%”.*

Significa, finalmente que a medição (não o instrumento) utilizada para calibrar está, com 95% de confiabilidade, dentro dos limites de  $\pm 3^\circ\text{C}$ , e que o desvio padrão foi multiplicado por 2,0 por utilizar um universo estatístico suficiente.



### 13. Uso de Instrumentos Elétricos em Áreas Perigosas

As indústrias que fabricam, manipulam, armazenam ou transportam produtos que possuem gases, vapores ou fibras inflamáveis ou explosivos necessitam de critérios de segurança que orientem o uso de equipamentos elétricos.

#### Classificação de Área

As áreas onde existe possibilidade de ocorrerem incêndios ou explosões são as chamadas Áreas Classificadas. Os instrumentos elétricos devem atender às necessidades para aplicação em áreas classificadas.

Para isso eles são testados e aprovados para determinadas condições, e custam mais caro.

São atribuídos, por normas, aos instrumentos para uso em áreas classificadas:

A **Classe** relacionada com o estado físico das substâncias inflamáveis:

Classe I para gases e vapores inflamáveis

Classe II para pós combustíveis

Classe III para fibras inflamáveis.

O **Grupo**, relacionado com a natureza do elemento inflamável:

Grupos para Classe I

Grupo A para acetileno;

Grupo B para hidrogênio, óxido de etileno, etc.;

Grupo C para etileno, ciclopropano, éter, etc.;

Grupo D para gasolina, pentano, benzeno, butano, propano, gás natural, etc.

Grupos para a Classe II

Grupo E para pós metálicos, Al, Mg, etc.

Grupo F para pós carbônicos, carbono coloidal, negro de fumo, etc.

Grupo G para pós agrícolas

A classe III não possui grupos

A **Divisão** se relaciona com a probabilidade da presença do elemento explosivo no local.

Divisão 0 quando a probabilidade de haver material inflamável é de 100% (interior de tanques de armazenamento). A divisão 0 não é aceita na maioria das normas.

Divisão 1 quando a probabilidade de haver material explosivo e inflamável **ocorre em condições normais** de operação e em condições normais de falha do processo.

Divisão 2 quando é pequena a probabilidade da presença de material explosivo ou inflamável, ocorrendo **somente em condições anormais**, por exemplo falhas, vazamento em flanges e conexões.

Quando a área não é classificada (não se enquadra em nenhuma das divisões) ela é considerada área segura.

A classificação de uma área é responsabilidade exclusiva do usuário e se refere somente ao uso de instrumentos elétricos nessa área. Não se aplica à presença de extintores ou proibições de chama ou fumantes.

Se a presença do instrumento elétrico na área não a torna mais perigosa, não precisamos classificá-la. Por exemplo, próximo ao queimador de uma caldeira, onde a chama está presente, mesmo que haja probabilidade de vazamento de gases, o instrumento elétrico não aumenta o perigo. Podemos desclassificar a área.

Por isso as cozinhas domésticas não são áreas classificadas, mesmo com presença provável de gás de cozinha. Afortunadamente, pois, eletrodomésticos à prova de explosão seriam extremamente caros.

Os instrumentos mais comuns no nosso meio são de Classe I, Grupo D, Divisão 2.

#### Prova de Explosão

O mais comum é utilizar instrumentos à prova de explosão. À prova de explosão não significa que o instrumento sobrevive a uma explosão, o que certamente não seria muito útil.

À prova de explosão significa que é admissível a explosão dentro do instrumento, porém ela não se propaga para o exterior, e ele deve continuar funcionando.

Podemos reconhecer um instrumentos a prova de explosão através de algumas aparências: Ele não é, e não pode ser vedado; Ele possui paredes resistentes; Ele tem meios de extinguir a chama interior, através de roscas longas e de formato especial, ou aberturas calculadas e distanciadas (não podemos pintar os instrumentos à prova de explosão pois estaremos prejudicando essa característica); Ele

possui uma inscrição parecida com “Não abrir quando energizado em área perigosa”.

### Segurança Intrínseca

Os instrumentos intrinsecamente seguros estão sujeitos e manipulam níveis de energia insuficientes para iniciar uma combustão. Portanto, o conceito de intrinsecamente seguro se refere a uma instalação e não a um instrumento em particular.

A segurança intrínseca é uma técnica alternativa de proteção, aplicada a instrumentos de controle e de comunicação, que manipulam baixo nível de energia elétrica e térmica, que evita a explosão ou incêndio, pelo cuidado especial da fonte de ignição. É um conceito intimamente associado à limitação da energia fornecida e armazenada na área perigosa.

Por definição, um sistema é intrinsecamente seguro quando seu equipamento é incapaz de liberar energia elétrica ou térmica e sua respectiva fâsca é incapaz de provocar a ignição de uma mistura específica de gás inflamável, em condições normais e duas condições anormais específicas.

A segurança intrínseca evita explosões causadas por fâscas elétricas e superfícies quentes cuidando da fonte de energia. Essa definição se refere a sistema completo, porem, é aplicável também a instrumentos e equipamentos individuais, se estendendo à fâsca do campo.

O conceito genérico de segurança intrínseca é extremamente simples, porem os detalhes de aplicação são complicados. Para a aplicação prática do conceito devem ser atendidas três questões:

1. qual a energia necessária para causar a ignição,
2. como é definida a atmosfera perigosa,
3. o que é condição anormal de operação.

Atualmente, o enfoque mais econômico e usado para realizar o conceito de segurança intrínseca é através da barreira de energia. A barreira de energia é um dispositivo elétrico, geralmente com componentes passivos, constituído de resistores (limitadores de corrente), diodos Zener (limitadores de tensão) e opcionalmente fusíveis (cortadores de corrente), usado na interface das áreas perigosas e seguras.

A função da barreira de energia é a de limitar a energia elétrica entregue à área perigosa pela área segura, através da limitação da corrente e da tensão. O diodo Zener não conduz corrente

até que voltagem aplicada nos seus terminais atinja um determinado valor.

Neste ponto, ele conduz, divergindo o excesso de corrente para o terra, mantendo constante a voltagem e assim limitando o nível de energia seguro na área perigosa. O nível de energia deve ser tão baixo de modo a não poder provocar ignição ou explosão na área perigosa, mesmo que haja falhas específicas na área perigosa ou na área segura.

Tipicamente, a tendência de aumentar a corrente é causada por problemas de curto-circuito, contato com o terra nos aparatos da área perigosa e a tendência de aumentar a voltagem é causada por aplicação de maior nível na alimentação, no lado seguro do sistema.

As considerações acerca do uso de barreira de energia são:

1. o enfoque é simples, tanto na idéia teórica como na aplicação prática
2. o sistema é flexível, pois a única exigência é a limitação de 250 V rms do lado seguro, o que é absolutamente aceitável e normal.
3. exige-se o certificado apenas para os aparatos armazenadores de energia ligados depois da barreira, montados na área classificada. Os aparatos simples e não-armazenadores de energia não necessitam de certificação.
4. a barreira deve ser aterrada, geralmente no único terra equipotencial da planta.

## Bibliografia

- Aguirre, Luis Antonio. Introdução à Identificação de Sistemas.  
Coleção Shaw - Mecânica dos Fluidos  
Delmée, G. - Aferição de Medidores de Vazão - Artigo técnico  
Delmée, G. – Manual de Medição de Vazão  
Fisher Rosemount – Pressure Fundamentals and Transmitter Selection  
Fisher Rosemount - Fundamentals of Flow Metering  
Gomes, L.C.M.;Silva, C.A.R.;Silva, M.S.C. - Sistemas de medição de temperatura - Artigo técnico  
Kobold - Flow, Pressure, Level, Temperature - Catálogos  
McCrometer Inc – Advanced Differential Pressure Flowmeter Technology  
Ribeiro, M. A. - Instrumentação e Controle  
Ribeiro, M. A. - Medição de vazão  
Ribeiro, M. A. – Instalações Elétricas em Áreas Classificadas  
SENAI-CETEL-CENATEC- Introdução aos PLC's  
SENAI-CETEL-CENATEC- Controladores PID  
SENAI-CETEL-CENATEC- Controles Multimalhas  
SENAI-CETEL-CENATEC- Identificação de Processos Industriais  
SENAI-CETEL-CENATEC- Técnicas de Sintonia de Controladores PID  
SENAI-CETEL-CENATEC- Introdução à Análise e Controle de Sistemas Lineares  
SENAI-CETEL-CENATEC- Conceitos Básicos de Instrumentação e Controle  
Sense - Apostila de Sensores  
Sense – Apostila de Segurança Intrínseca  
Smar Equipamentos Industriais Ltda - Como Implementar Projetos com Foundation Fieldbus.  
Spink, L.K. - Principles and Practice of Flow Meter Engineering  
Universal Flow Monitors Inc - Catálogos  
Zuzarte, G. - Manômetros Industriais - Artigo técnico