

Controle de Processos

Aula 10 - Sistemas de controle de processos -
MPS-PA - Estação compacta

Apresentação

Na aula anterior, tivemos uma breve introdução sobre o controle de fornos industriais. Nesta aula, demonstraremos alguns exemplos de controles associados às bombas industriais, equipamentos bastante comuns em qualquer processo. Trabalharemos com uma planta didática, a estação de processos MPS-PA da empresa Festo. Com isso, finalizamos nossa disciplina sobre o controle de processos. Bons estudos!

Objetivos

Ao final desta aula, os alunos deverão estar aptos a:

- Conhecer os principais equipamentos encontrados nas indústrias;
- Compreender os principais objetivos de controle para esses equipamentos industriais;
- Aplicar os conhecimentos adquiridos sobre controle de processos e sintonia de controladores em uma planta didática: Controle de Nível.

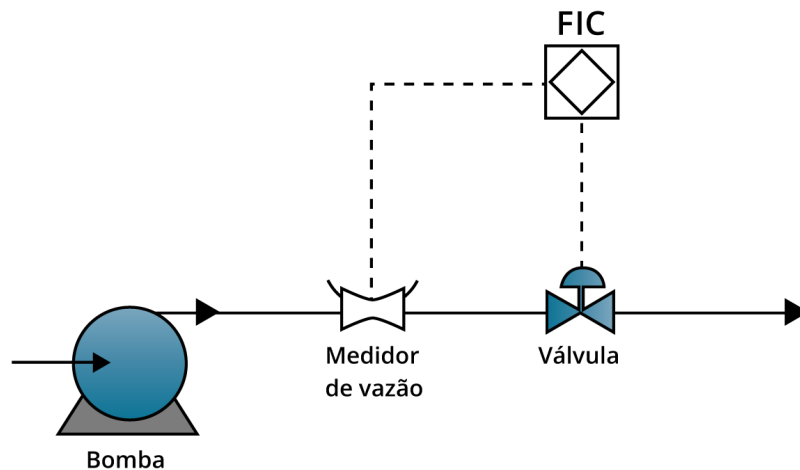
Bombas Industriais

As bombas industriais são equipamentos que servem para fazer um líquido escoar de um ponto a outro do processo. Na maioria dos casos, é desejável controlar esse escoamento (necessidade de inserir um controlador de vazão no sistema). Isso pode ser feito através de uma das formas a seguir:

- Através de uma válvula de controle.
- Através de um variador de rotação da bomba (variando sua rotação, varia-se a vazão de bombeamento).
- Recirculando parte da vazão de volta para a sucção.

A Figura 1 apresenta a estratégia do controle de vazão da bomba através de uma válvula de controle.

Figura 01 - Controle de vazão com válvula na descarga da bomba.



Fonte: Campos e Teixeira (2010).

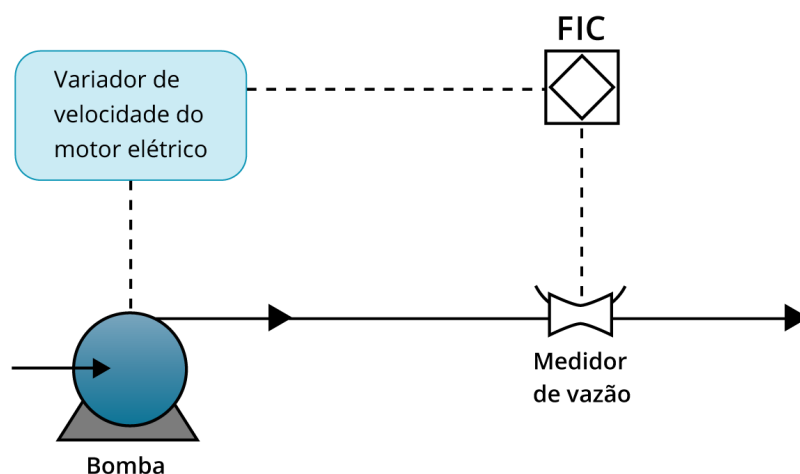
No controle utilizando válvulas, deve-se instalar um medidor de vazão antes da válvula e um controlador de vazão (FIC) atuando sobre a válvula (o fechamento/estrangulamento da válvula ocasiona a perda de carga, em consequência há uma diminuição da vazão). O princípio de funcionamento dessa

estratégia não se distancia daquilo que já estamos familiarizados, ou seja, quando o controlador mede uma vazão abaixo do valor desejado, ele envia um sinal para abrir a válvula na descarga, de forma a diminuir a perda de carga, aumentando a vazão.

A grande vantagem dessa técnica é a sua simplicidade, no entanto a sua desvantagem é o consumo de energia, pois o líquido é bombeado para uma pressão maior do que a necessária e em seguida ocorre uma queda de pressão e de energia na válvula. Nesse caso, não estamos atuando na bomba e sim na válvula, a bomba pode estar em capacidade máxima de rotação.

Como outra opção, a Figura 2 ilustra a estratégia do controle de vazão da bomba com variador de velocidade (através de variação da sua rotação).

Figura 02 - Controle de vazão da bomba pela sua rotação.

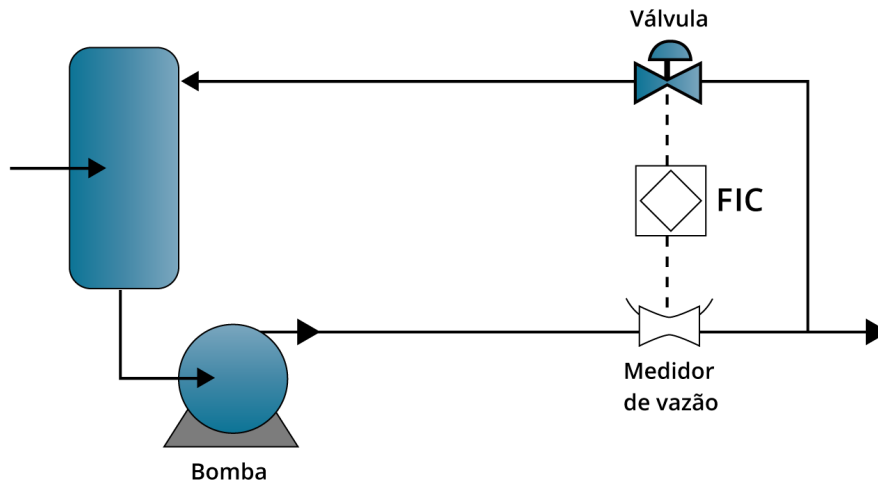


Fonte: Campos e Teixeira (2010).

Em motores elétricos, por exemplo, é possível o uso de equipamentos eletrônicos que permitem variar sua velocidade. Esse equipamento é chamado de inversor de frequência. A variação da velocidade permite uma variação na vazão da bomba. O grande problema desse tipo de controle é que, em alguns casos, ao se diminuir pouco a velocidade de rotação da bomba, a sua vazão já cai para zero (não há força suficiente para bombear o líquido pela tubulação). Nesses casos, seu controle é difícil, pois grande parte da faixa de operação (*range*) da bomba possui vazão nula. Como exemplo, possa ser que uma bomba funcione com até 24 V (rotação máxima), e se aplicado 10 V (rotação intermediária), dependendo do meio em que esteja inserida não consiga bombear líquido algum.

O controle de vazão da bomba com recirculação é mostrado na Figura 3.

Figura 03 - Controle de vazão por recirculação.



Fonte: Campos e Teixeira (2010).

Essa estratégia possui uma grande desvantagem, não é eficiente. O sistema gasta muita energia elevando a pressão do líquido, para depois desperdiçá-la lançando-a na corrente de circulação para sucção. Usualmente utiliza-se essa estratégia associada à estratégia anterior, por exemplo. Na estratégia anterior, verificamos que a bomba pode produzir vazão nula com pequenas variações de rotação. Neste caso, coloca-se o controle de recirculação para pequenas vazões.

Além da bomba, podemos citar como equipamentos industriais os compressores, as turbinas a vapor, as caldeiras industriais, entre outros.

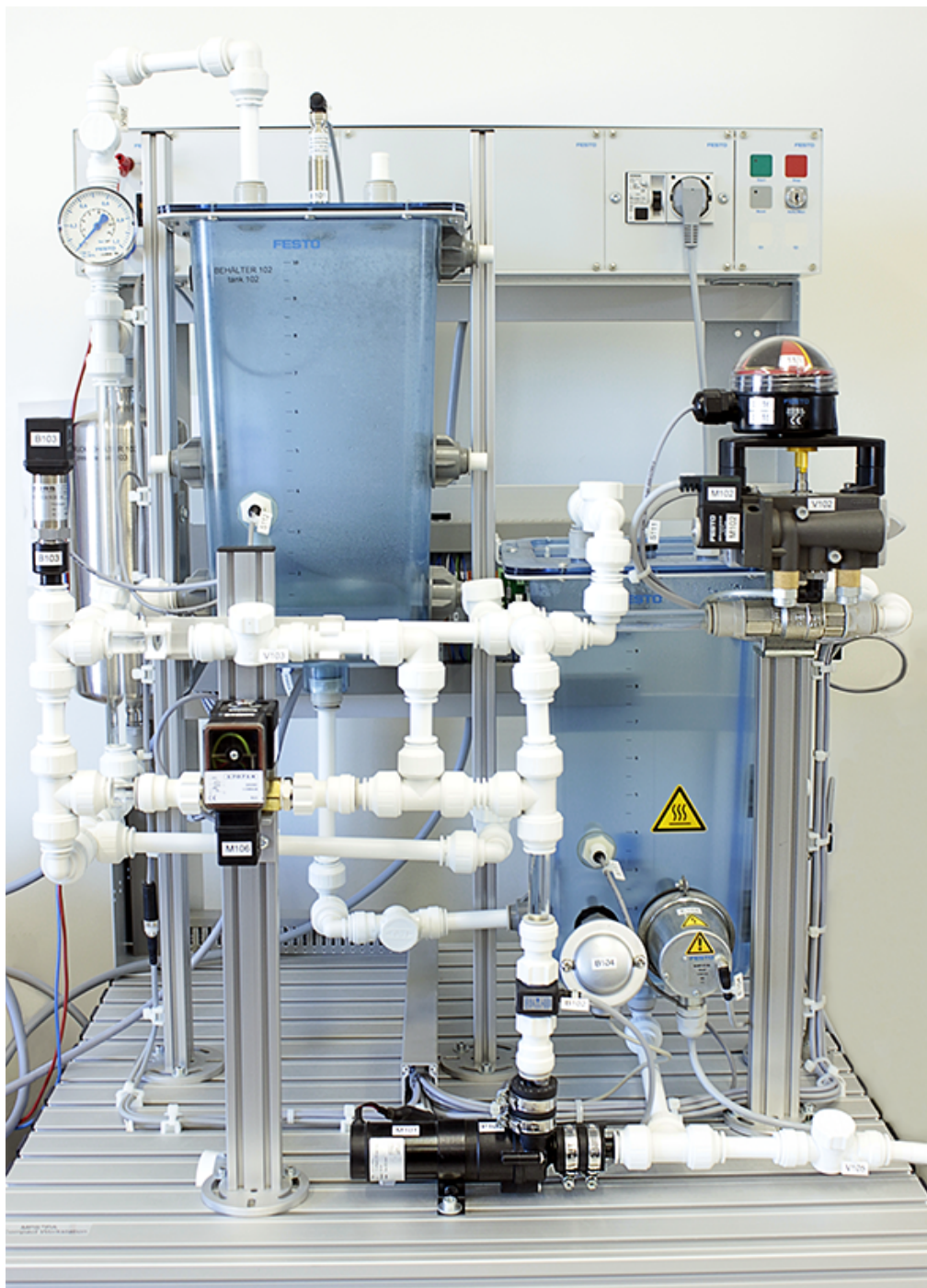
Sistemas de Controle de Processos – MPS-PA Estação Compacta

Atualmente, os elementos de um sistema de automação, sensores, atuadores e controladores, interagem por meio de sinais elétricos padrões da indústria, como sinais de corrente de 4 a 20 mA, sinais de tensão de 0 a 10 V ou até mesmo sinais digitais baseados em protocolos de comunicação.

A MPS-PA *Compact Workstation* é uma planta didática de processos da FESTO que tem o intuito de simular uma planta industrial para realização de controle de diversos processos em malha fechada, requerendo compreensão de seus sensores,

atuadores e placa de entradas/saídas. A planta possui 4 malhas de controle: pressão, temperatura, vazão e nível. Festo,(2006). O sistema pode ser visto na Figura 4

Figura 04 - Estação de Processos MPS-PA.



A estação possui 6 sensores (um sensor de nível ultrassônico, 2 sensores de nível capacitivos, um sensor de pressão opto-eletrônico, um sensor de vazão por turbina e um sensor de temperatura resistivo), uma bomba centrífuga, uma válvula

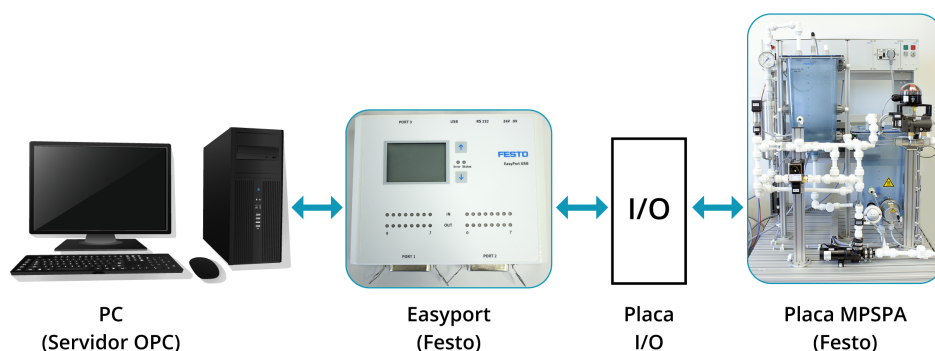
proporcional para controle de vazão, uma válvula esférica e 8 válvulas manuais de regulagem. Sua placa de entradas e saídas recebe/envia sinais analógicos (0–10 V) e digitais (0–24 V).

A planta didática dispõe de uma placa de conexões com os elementos de todos os processos da estação, que pode ser utilizada para controlar e supervisionar tais processos. Atualmente, a empresa Festo disponibilizou duas formas de conexão com a planta: por meio de um CLP da Siemens ou por meio de uma interface entre os sinais da estação e um computador, o *EasyPort*.

A comunicação com a estação MPS-PA por meio da interface *EasyPort* da Festo é apresentada no modelo mostrado na Figura 5. Os dados dos elementos da estação são recebidos e enviados pela interface EasyPort através de cabos com conectores do padrão IEEE 488. Tais dados são recebidos e enviados para o computador através de uma conexão USB. O computador, por sua vez, acessa os dados através de softwares como *FluidSIM* ou *ActiveX Control*, que pode ser programado por Visual C++ ou *LabVIEW*.

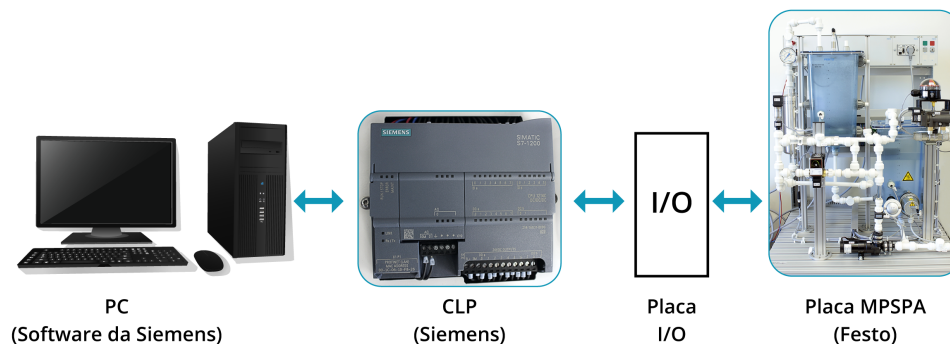
Além disso, um servidor OPC com os dados é disponibilizado com a instalação do EasyOPC, permitindo que a comunicação com a estação seja realizada por qualquer software que tenha um cliente OPC. Por exemplo, é possível realizar o controle de nível de um tanque da estação MPS-PA através do ambiente *Matlab/Simulink* que dispõe de um cliente OPC. Observe que já utilizamos esse software e a comunicação OPC no controle de vazão da aula 07, por isso não hesite em retornar a essa aula para revisar um pouco.

Figura 05 - Modelo de Controle e Supervisão da Estação MPS-PA via Easyport.



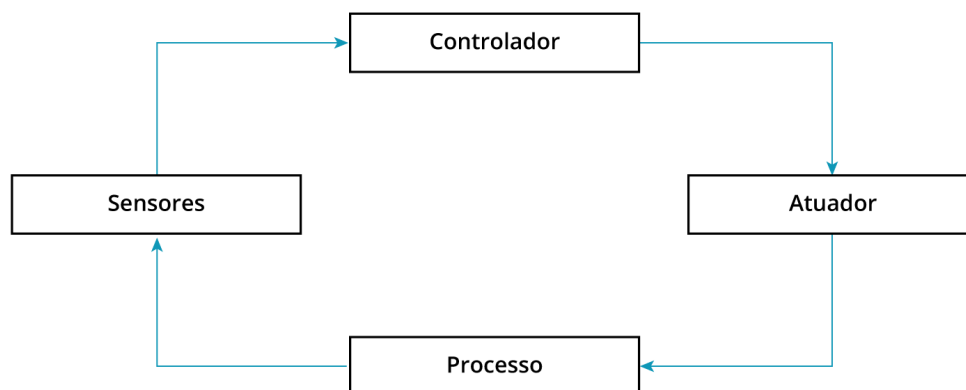
Modelo de Controle e Supervisão da Estação MPS-PA via Easyport.

Figura 06 - Modelo de comunicação com a estação MPS-PA via CLP da Siemens.



Tipicamente, como já foi estudado em aulas anteriores, na indústria, as principais variáveis a serem medidas e controladas são pressão, temperatura, vazão e nível. Para realizar o controle de tais variáveis em uma planta industrial, baseando-se no modelo padrão de um sistema de controle, dispõe-se de determinados componentes: processo, sensor, controlador e atuador, cuja relação pode ser vista no diagrama simplificado da Figura 7.

Figura 07 - Diagrama Simplificado de um Controle Industrial



Fonte: Bertelli (2015).

Sensores e Atuadores

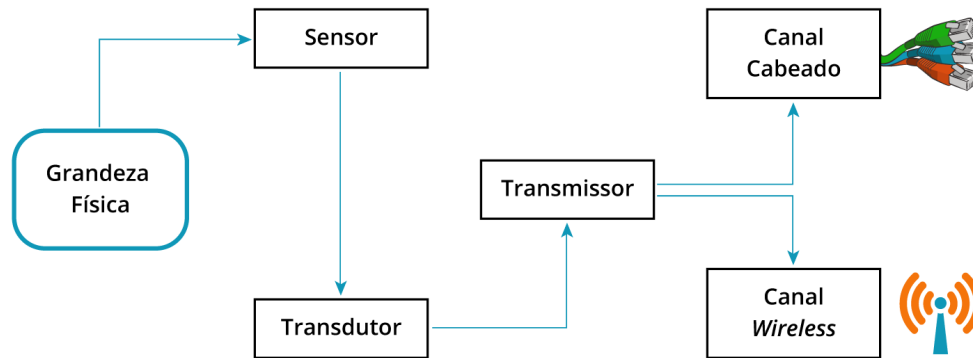
Sensores são os dispositivos utilizados para medição das variáveis do processo. Usualmente, recebem um sinal elétrico e geram a grandeza a ser medida proporcional a esse sinal.

Os princípios de funcionamento dos sensores são variados e alguns dos mais comumente utilizados são:

- **Mecânicos:** geram uma saída de grandeza mecânica (movimento, força, etc.) proporcional à grandeza medida.
- **Resistivos:** convertem a variável de processo medida em uma variação de resistência elétrica.
- **Ópticos:** convertem a variável de processo medida em uma variação de resistência elétrica, de um material semicondutor, devido à variação da quantidade de luz incidente.
- **Ultrassônicos:** operam com a emissão e reflexão de um feixe de ondas acústicas. A saída comuta quando esse feixe é refletido ou interrompido pelo material a ser detectado.

Sabe-se que o sensor é o elemento responsável por medir a grandeza física no processo, porém o sinal gerado por ele não é o sinal que o controlador recebe (ou entende). Os controladores compreendem apenas sinais elétricos de acordo com sua tecnologia de comunicação. Para que o valor de saída do sensor seja compreendido pelos controladores, existem mais dois elementos presentes no sistema de medição: o transdutor e o transmissor, formando o modelo de medição apresentado na Figura 8.

Figura 08 - Modelo de um Sistema de Medição.



Fonte: Bertelli (2015).

Após a medição da grandeza física via sensor, o transdutor fica responsável por converter o sinal gerado pelo sensor em um sinal elétrico para o transmissor, que, por sua vez, é responsável por enviar o sinal elétrico via canal com fio ou sem fio. A forma do sinal de medição enviado pelo transmissor depende da tecnologia de comunicação do equipamento, que pode ser através de sinais pneumáticos, sinais de corrente de 4 a 20 mA, sinais de tensão ou através de um sinal elétrico baseado em um protocolo de comunicação, como sinais da tecnologia *HART*, *Foundation Fieldbus*, *Profibus*, *CAN*, entre outros. (THOMAZINI; ALBUQUERQUE, 2012).

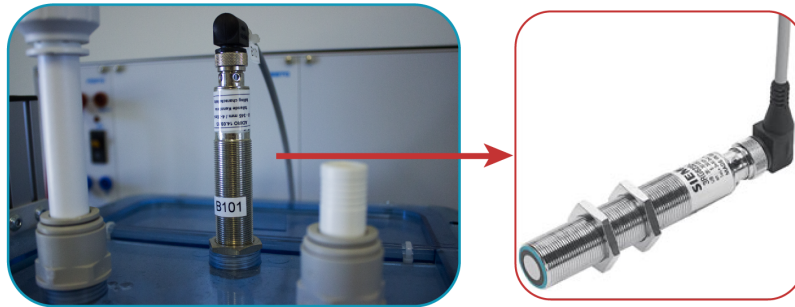
Os atuadores são os dispositivos que atuam alterando a saída do processo com base no valor de referência desejado, amplificando a energia ou transformando um sinal de energia elétrica em outras formas de energia. Cilindros pneumáticos e hidráulicos, motores e válvulas são exemplos comuns.

Descrição dos componentes utilizados da malha a ser controlada

Nosso objetivo será o controle de nível na estação MPS-PA, para tanto se faz necessária uma descrição das características dos componentes que serão utilizados para tal feito, lembrando que existem outros componentes que compõem a planta. Vejamos a seguir esses elementos:

- **Sensor ultrassônico para detecção de nível**

Figura 09 - Local da instalação do sensor ultrassônico no tanque da planta didática para medição de nível.



- Sensor ultrassônico, com distância útil de 50–300 mm/sinal de saída analógico de 4–20 mA (sinal que é enviado pelo sensor, em resposta proporcional ao nível medido).
- Sensor detecta a distância da superfície da água até o sensor.
- Zona morta de detecção < 50 mm, faixa sem medição de valores (significa que se algo a ser detectado estiver a uma distância menor do que 50 mm da face do sensor, este não será capaz de detectar).
- O sinal de saída passa por um conversor de corrente em tensão na faixa de: 4–20 mA → 0–10 V DC.
- Para maiores informações consultar o manual do sensor: Datasheet → **BE.SI.0193**.

- **Bomba Centrífuga**

Figura 10 - Bomba responsável pelo bombeamento do líquido pela tubulação.



- Bomba centrífuga com vazão da ordem de 5 L/min garante um fluxo contínuo de água.
- A velocidade de rotação da bomba pode ser controlada de forma analógica por um controlador que recebe um sinal de entrada de 0–10 V DC, com sinal de saída linear de 0–24 V DC.
- A bomba também pode funcionar em modo ON/OFF (ligada/desligada) através de circuito elétrico comandado por relê.
- Para maiores informações consultar o manual do equipamento: Datasheet → **170712**.

- **Válvula Proporcional**

Figura 11 - Válvula Proporcional



- Controle de vazão com a válvula 2/2 vias proporcional diretamente atuada. A corrente que passa pela bobina do solenoide aciona o carretel da válvula continuamente abrindo e fechando a passagem de fluido.
- O sinal externo é convertido internamente em um sinal *Pulse-Width-Module* (PWM) e dessa forma é possível ajustar a abertura da válvula proporcional.
- A frequência do sinal de PWM pode ser modificada. Faixa do sinal analógico padrão de entrada de 0–10 V DC.
- Para maiores informações consultar o manual do equipamento: Datasheet → **170714**.

- **Input/Output (I/O) board com conversores de sinal e controlador do motor**

Figura 12 - Placa de conexões e conversões da planta didática



- Módulo digital de I/O, conector centronics.
- Módulo analógico de I/O, conector DB15.
- Relé com limitador de corrente de 2 A.
- Controlador do motor da bomba 0–10 V DC → 0–24 V DC, max. 3,5 A.
- Conversores de sinal – corrente/tensão; frequência/tensão.

Descrição da malha de nível a ser controlada

Conforme mostramos na Figura 4, a planta possui dois tanques, um superior e um inferior. O líquido é armazenado no tanque inferior e com o auxílio da bomba centrífuga é possível fazê-lo circular pela tubulação e, em consequência, encher o tanque superior, onde para os nossos propósitos será o tanque em que desejamos controlar o nível. Neste tanque há um orifício na base para que seja possível o retorno do líquido para o tanque armazenador. Haverá um equilíbrio de líquido (o nível permanecerá constante) quando a vazão de entrada for igual à vazão de saída.

Desse modo, há pelo menos duas possibilidades de fazer o controle do nível: a primeira utilizando a bomba centrífuga como atuador, ou seja, nesse caso haverá uma manipulação na tensão que é enviada para a bomba, sendo possível alterar sua rotação e, em consequência, manipular a quantidade de líquido bombeado; e a segunda utilizando a válvula proporcional como atuador, em que podemos deixar a bomba em sua capacidade máxima de rotação e, alterando apenas a abertura da válvula proporcional, alteramos a quantidade de líquido que trafega pela tubulação.

Nota: Perceba que não iremos medir a vazão de líquido algum, apenas com a informação do sensor ultrassônico que mede o nível no tanque, iremos alterar a quantidade de líquido pelo sistema através do atuador (aquele que esteja sendo utilizado para aquele propósito – a bomba ou a válvula).

Antes de iniciarmos os experimentos com a planta, revisemos alguns aspectos importantes dos sistemas de controle, os quais já foram estudados em aulas precedentes.

Sistemas de Controle

Um sistema de controle se refere à utilização de métodos para ajustar o fluxo de energia da entrada para a saída de um sistema ou processo de modo a atender os critérios de performance desejados. São divididos em sistemas de controle de malha aberta e sistemas de controle de malha fechada.

Um sistema de controle em malha aberta é aquele cuja saída não possui nenhuma influência sobre a entrada, representada no esquemático da Figura 13 pela Referência. Tal sistema possui vantagens como: ser mais barato, por exigir menos componentes; e apresentar maior facilidade na construção e implementação, não demonstrando problemas de estabilidade. Porém, os erros causados por distúrbios e mudanças na calibração podem gerar uma resposta diferente da esperada, requerendo regulação periódica.

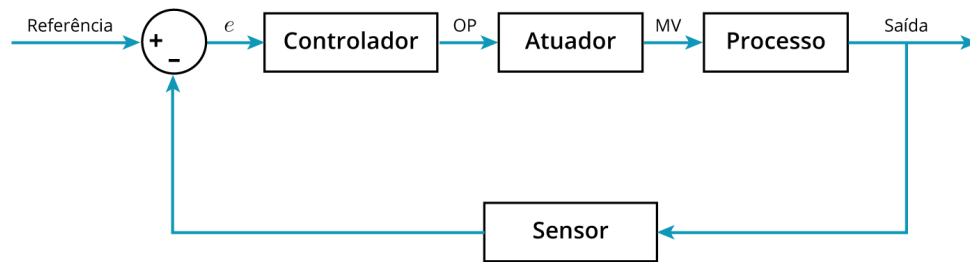
Figura 13 - Sistema em malha aberta.



No caso do sistema de nível (em malha aberta) com a estação MPS-PA a referência estará sendo aplicada (um degrau, por exemplo) na bomba ou na válvula, sendo esses os atuadores. Isso será necessário para a obtenção do modelo do processo, conforme já estamos trabalhando.

Os sistemas de controle em malha fechada (Figura 14) tem sua saída continuamente monitorada por um sensor de forma a realimentá-la de volta à entrada. O valor real da saída é subtraído do valor de referência, resultando em um sinal de erro, que será processado pelo controlador para gerar um sinal de controle que tem por objetivo minimizá-lo.

Figura 14 - Sistema em malha aberta.



Em ambientes industriais, na maioria dos processos, utiliza-se o controle em malha fechada por possuir uma menor sensibilidade a distúrbios, ser mais preciso na comparação dos valores desejados e reais e ser menos sensível na variação das características dos componentes, apesar da perda de ganho e possibilidade de instabilidade.

Nota: Os controladores (controladores PID) são amplamente utilizados na indústria e diversos dispositivos já possuem funções de controle embutidas em sua programação, tornando desnecessária a implementação de ações de controle, sendo necessária apenas a sintonia dos parâmetros do controlador, como exemplo podemos citar o CLP.

Anteriormente, foi mencionado que há duas formas de fazer a comunicação com a estação MPS-PA: por meio de um CLP ou por meio de uma interface entre os sinais da estação e um computador. A estratégia de controle e a aquisição de dados serão implementadas no *Matlab/Simulink* (*Matlab* e *Simulink*), ou seja, através de uma interface de comunicação (comunicação OPC) com o *EasyPort*. Desta forma, há a necessidade de implementar as ações de controle, então deverá ser criado o algoritmo do controlador (como será visto mais adiante, foi utilizado um PI), no entanto isso não se torna uma tarefa difícil, pois o *Simulink* dispõe de diagramas de blocos que tornam mais fácil a implementação.

Nota: O *Easyport* será responsável pela interface da comunicação entre o computador (onde está instalado o *Matlab/Simulink* para o controle e a aquisição dos dados do processo) e a planta. Isso torna possível receber e enviar sinais para a placa de entradas e saídas (I/O) da planta.

Para todos os testes que faremos a seguir, foi configurado no *Matlab/Simulink* um período de amostragem de 0.5 segundos, isso significa que o software irá requisitar um dado de leitura do sensor ultrassônico que está medindo o nível a cada 0.5 segundos. Esses dados do sensor serão salvos, tornando possível o acesso posteriormente.

Nota: Com o software *Matlab/Simulink* e quando se utiliza a comunicação OPC, deve ser feita a associação dentro dos “blocos de comunicação OPC” com as variáveis que se desejam acessar (dados do sensor ultrassônico, por exemplo), ou enviar sinais (para os atuadores, por exemplo). Pois cada componente da planta (sensores e atuadores) possui seu nome específico (ou Tags ou endereço da variável) que torna possível acessá-las por esse nome (são disponibilizadas pelo fabricante).

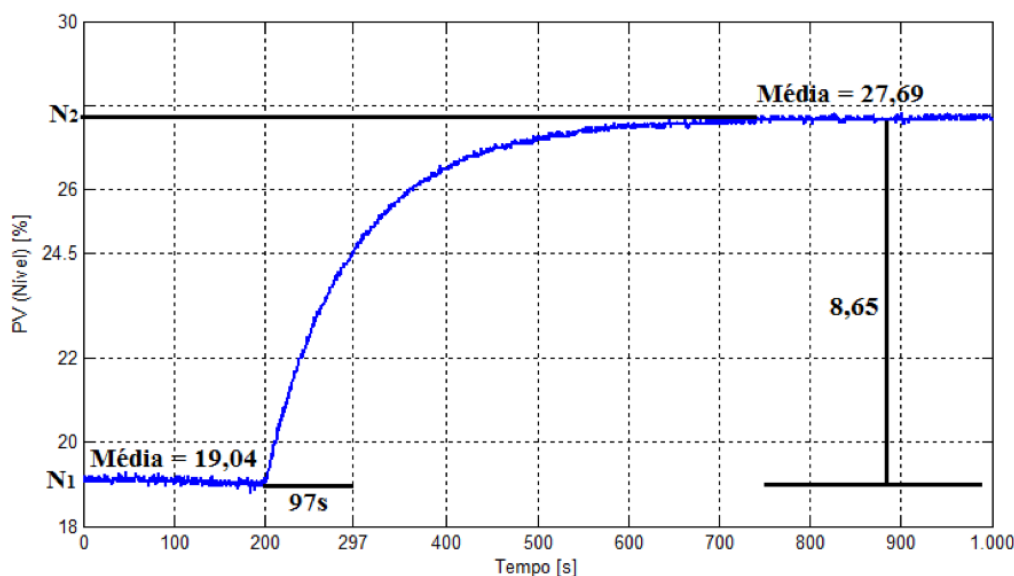
Bomba como Atuador

Utilizando a bomba como atuador, foi feita uma configuração específica com as válvulas manuais da estação MPS-PA, isso permite que o líquido trafegue por uma parte da tubulação da planta e que encha o tanque sem passar pela válvula proporcional. De certa forma, procurou-se o menor caminho de circulação para o líquido até chegar ao tanque desejado sem passar pela válvula proporcional.

Neste momento, o primeiro passo a ser feito é a obtenção do modelo do processo, para que seja possível o cálculo dos parâmetros do controlador. Sendo assim, inicialmente foi aplicado um sinal em degrau de 85% na bomba centrífuga, ou

seja, 85% de 24 V que é a tensão máxima suportada pela bomba, e observou-se onde o líquido estabilizou no tanque, após essa estabilização foi aplicado um degrau de 95% no instante de 200s. A resposta desse teste dinâmico (a evolução do líquido no tanque) em porcentagem do nível medido pode ser observada na Figura 15.

Figura 15 - Resposta do sistema de nível em malha aberta utilizando a bomba como atuador.



Nota: Os sinais provindos do sensor ultrassônico (sinais analógicos) de 4–20 mA (proporcionais ao nível medido) são enviados para a placa da planta didática, esta se encarrega de converter para 0–10 V DC, que é o sinal elétrico que a Easyport consegue ler e daí é enviada para o **Matlab/Simulink** através da comunicação OPC.

Veja que na Figura 15 a resposta apresenta ruídos de medição, então o natural é fazer uma média dos pontos onde o nível apresenta-se estável, esses pontos (os dados do sensor) são disponibilizados pelo Matlab. Também algo a ser observado é que o sistema não apresenta atraso de transporte (θ), pois no momento em que o degrau é aplicado (em 200s) o sistema começa a reagir, logo $\theta=0$.

Calculando o ganho do sistema, que é numericamente igual ao quociente entre a variação do nível e a variação do degrau que ocasionou a variação no nível, temos:

$$k = \frac{\Delta N}{\Delta U} = \frac{\text{Variação de Nível}}{\text{Variação de degrau}} = \frac{N_2 - N_1}{U_2 - U_1} =$$

$$\frac{27,69 - 19,04}{95 - 85} = \frac{8,65}{10} = 0,865$$

Em seguida, iremos calcular a constante de tempo (τ), que é o tempo a partir do início da perturbação na variável de controle (degrau na bomba), descontado o tempo morto (neste caso, 0), em que a variável controlada (o nível no tanque) já atingiu 63,2% (algumas vezes arredondado para 63%) da variação total até o novo regime permanente. Logo é o tempo para atingir: $0,632 \times \Delta N = 0,632 \times (N_2 - N_1)$. Assim,

$$0,632 * \Delta N = 0,632 * (N_2 - N_1) =$$

$$0,632 * (27,69 - 19,04) = 0,632 * 8,65 \approx 5,46$$

O valor 5,46 corresponde a 63,2% da variação do nível, no entanto, devemos somar esse valor com N_1 , pois no início da resposta dinâmica na Figura 15 o tanque não estava vazio, e olhar no gráfico o instante de tempo que corresponde a essa soma, subtrair o intervalo de tempo antes da aplicação do degrau e desta forma encontramos τ .

$$5,46 + N_1 = 5,46 + 19,04 = 24,5$$

A partir da Figura 15, o instante de tempo que corresponde a 24,5 é 297 segundos, sendo assim, tem-se:

$$\tau = 297 - \text{intervalo de tempo antes da aplicação do degrau}$$

$$= 297 - 200 = 97s$$

Dessa forma acabamos de determinar o modelo do processo, que corresponde a um processo de primeira ordem sem atraso, onde $K=0,865$ e $\tau=97$.

O tempo de resposta do sistema é consideravelmente lento devido à bomba dos tanques não ser muito adequada para o tamanho deles, por isso foi aplicado um sinal em degrau a partir de 85% da tensão máxima suportada pela bomba. Para degraus mais baixos do que os utilizados, quase que não há bombeamento de líquido algum.

Como a resposta do sistema de nível em malha aberta não apresenta atraso de transporte podemos utilizar o método de sintonia do Modelo Interno (IMC), o qual foi estudado na aula 05. Para os nossos propósitos, um controlador PI (paralelo clássico) será adequado.

No método do IMC um único parâmetro deve ser projetado e/ou ajustado (λ), que é o critério de desempenho desejado para o sistema em malha fechada. Usualmente, escolhe-se esse parâmetro menor do que a constante de tempo do sistema em malha aberta com o objetivo de deixar o sistema mais rápido. Essa escolha do parâmetro λ é baseada na própria resposta do sistema em malha aberta. Naturalmente, se um sistema é lento por natureza, não se deve escolher um λ muito menor do que a constante de tempo do sistema, pois isso poderia resultar em uma ação de controle extremamente elevada, o que possivelmente danificaria algum equipamento ou o próprio dispositivo de controle não seria capaz de disponibilizar a ação requisitada.

Em alguns processos, o λ pode ser escolhido de maneira mais conservativa (λ maiores), ou seja, igual à constante de tempo dominante do processo (maior constante de tempo).

A Tabela 1 apresenta a sintonia do método IMC supondo um sistema que possa ser representado por uma dinâmica de primeira ordem sem atraso, ou seja, um sistema com ganho K e constante de tempo τ .

Controlador	K_p	T_i
PI	$\left(\frac{\tau}{K*\lambda}\right)$	τ
	K_p	T_i
	$\left(\frac{\tau}{K*\lambda}\right)$	τ

Tabela 1 - Tabela de parâmetros para o método do IMC.
Campos e Teixeira (2010).

Para uma sintonia inicial, foi escolhido um λ de 20% menor do que a constante de tempo do sistema em malha aberta. Desta forma,

$$\lambda = \tau - 0,2 * \tau = 97 - 0,2 * 97 = 97 - 19,4 = 77,6$$

Sendo um pouco conservativo, arredondamos o valor de λ para 78. Com isso, a partir da Tabela 1 é possível calcular o parâmetro K_p (depende de λ) de sintonia do controlador PI:

$$k_p = \frac{\tau}{K * \lambda} = \frac{97}{0,865 * 78} = \frac{97}{67,47} \approx 1,44$$

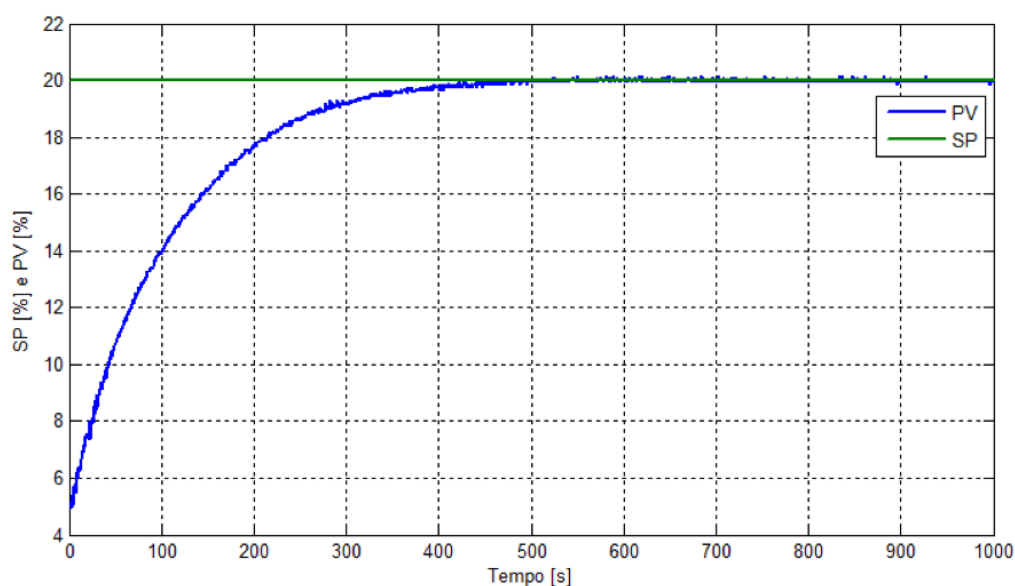
Nota: Em todos os casos estamos sempre fazendo arredondamentos ou aproximações (geralmente para valores maiores do que os calculados), às vezes devemos tomar cuidado com esse tipo de operação para não aparecer grandes divergências nos resultados, posteriormente.

Para encontrar o parâmetro T_i , tem-se:

$$T_i = \tau = 97$$

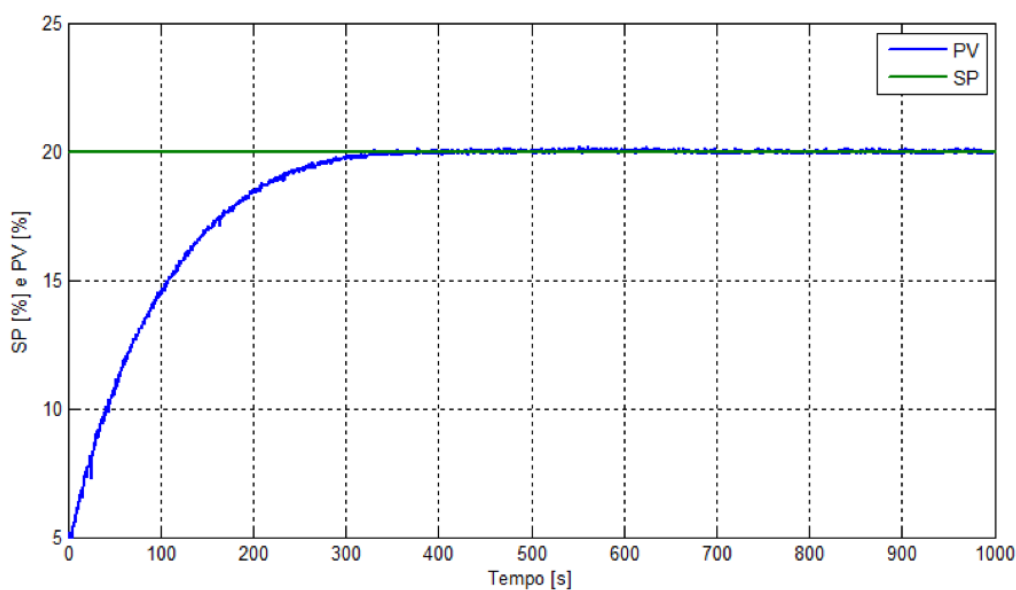
A Figura 16 apresenta o resultado do sistema em malha fechada para essa sintonia de controlador, onde o *setpoint* foi de 20%.

Figura 16 - Resposta do sistema de nível em malha fechada com $K_p = 1,44$ e $T_i = 97$.
Bomba como atuador.



Na Figura 16, embora o líquido tenha conseguido estabilizar no nível especificado, a resposta apresentou um transitório consideravelmente lento. Na tentativa de deixar o sistema um pouco mais rápido, o conveniente é ir alterando apenas um dos parâmetros do PI por vez (até se conseguir uma resposta desejada), dessa forma foi diminuída a ação integrativa do controlador. A resposta pode ser observada na Figura 17.

Figura 17 - Resposta do sistema de nível em malha fechada com $K_p = 1,44$ e $T_i = 85$.
Bomba como atuador.

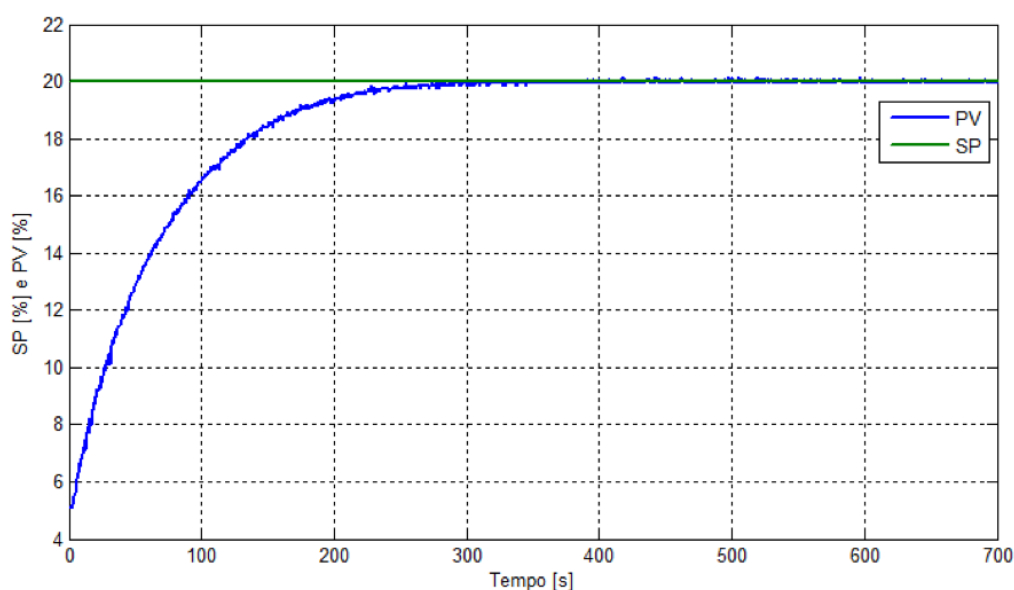


Nota: Quando um determinado sistema em malha fechada não se comportar como esperado para os parâmetros do controlador calculados inicialmente, o profissional deve ter uma sensibilidade com a alteração dos parâmetros de sintonia para se obter uma resposta mais adequada, isso a partir da observação da resposta com a sintonia inicial.

Como observado na Figura 17, a alteração no parâmetro T_i resultou em uma resposta mais rápida e sem sobressinal (compare os resultados dos gráficos). Pensando em deixar a resposta ainda melhor, onde o nível do líquido chegue a sua referência o mais rápido possível e sem overshoot. Além disso, foi feita também uma alteração em K_p . O resultado pode ser visto na Figura 18.

Nota: Lembre-se de que em um controlador PI, para que a resposta do sistema seja mais rápida, aumenta-se a ação proporcional (K_p) e diminui-se a ação integrativa (T_i). Tais alterações não devem ser muito grandes, pois isso poderia instabilizar o sistema.

Figura 18 - Resposta do sistema de nível em malha fechada com $K_p = 2$ e $T_i = 85$. Bomba como atuador.



Analisando a Figura 18, podemos concluir que com a nova sintonia conseguimos alcançar a resposta desejada.

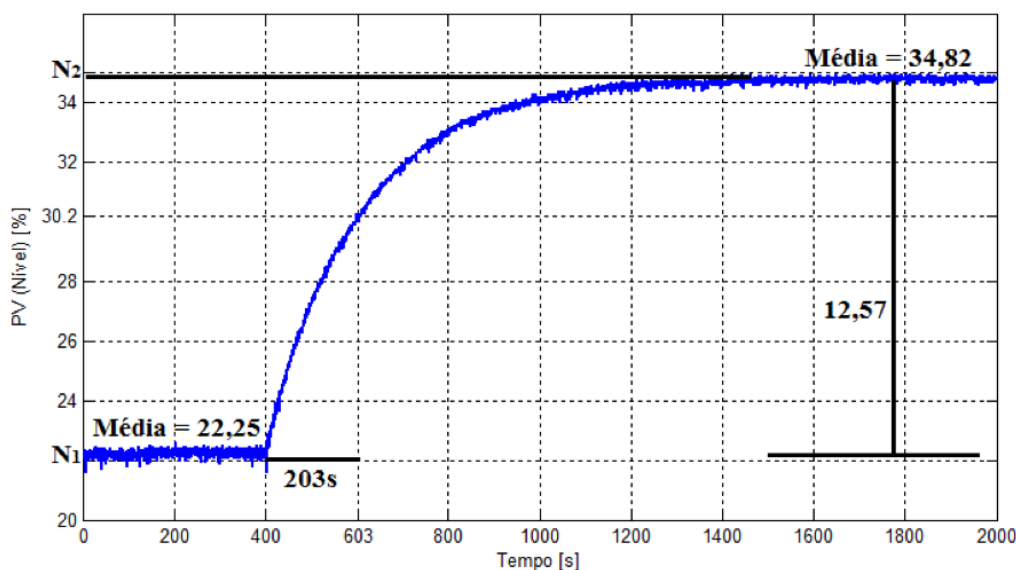
Válvula proporcional como Atuador

Agora utilizando a válvula proporcional como atuador, foi feita uma nova configuração com as válvulas manuais (diferente de quando estávamos utilizando a bomba como atuador), permitindo que o líquido trafegue por uma parte da tubulação da planta e encha (pelo menor caminho) o tanque, passando pela válvula proporcional.

Para a obtenção do modelo do processo a partir da resposta do sistema em malha aberta, tem-se que o sinal em degrau para identificação será aplicado na válvula proporcional e a bomba centrífuga estará em sua capacidade máxima de rotação, ou seja, não iremos alterar a rotação da bomba, e sim a abertura da válvula proporcional, alterando dessa forma a quantidade de líquido que trafega pela tubulação e em consequência o nível no tanque.

Foi aplicado um sinal em degrau de 25% na válvula proporcional, e observou-se onde o líquido estabilizou no tanque, após essa estabilização foi aplicado um degrau de 40% no instante de 400s. A resposta desse teste dinâmico pode ser observada na Figura 19.

Figura 19 - Resposta do sistema de nível em malha aberta utilizando a válvula proporcional como atuador.



A resposta em malha aberta da Figura 19 também não apresenta atraso de transporte (θ), pois no momento em que o degrau é aplicado (em 400s) o sistema começa a reagir, logo $\theta=0$.

Da mesma forma que foi feita na seção 2.5., começamos calculando o ganho do sistema.

$$k = \frac{\text{Variável de Nível}}{\text{Variação do degrau}} = \frac{N_2 - N_1}{U_2 - U_1} = \frac{34,82 - 22,25}{40 - 25} = \frac{12,57}{15} = 0,838$$

Calculando a constante de tempo (τ), tem-se:

$$0,632 * \Delta N = 0,632 * (N_2 - N_1) = 0,632 * (34,82 - 22,25) = 0,632 * 12,57 \approx 7,95$$

O valor 7,95 corresponde a 63,2% da variação do nível, no entanto, devemos somar esse valor com N_1 , pois no início da resposta dinâmica na Figura 19 o tanque não estava vazio, e olhar no gráfico o instante de tempo que corresponde a essa soma, subtrair o intervalo de tempo antes da aplicação do degrau e, assim, encontramos τ .

$$7,95 + N_1 = 7,95 + 22,25 = 30,2$$

A partir da Figura 19, o instante de tempo que corresponde a 30,2 é 603 segundos, sendo assim, tem-se:

$$\tau = 603 - \text{intervalo de tempo antes da aplicação do degrau} = 603 - 400 = 203s$$

Dessa forma acabamos de determinar o modelo do processo com a válvula proporcional como atuador, que corresponde a um processo de primeira ordem sem atraso, onde $K=0,838$ e $\tau=203$.

Novamente será utilizado o método de sintonia IMC (Tabela 1). Para este caso, foi escolhido um λ de 40% menor do que a constante de tempo do sistema em malha aberta. Assim,

$$\lambda = \tau - 0,4 * \tau = 203 - 0,4 * 203 = 203 - 81,2 = 121,8$$

Sendo novamente conservativo, aproximamos o valor de λ para 122. A partir da Tabela 1 é possível calcular o parâmetro K_p do controlador PI:

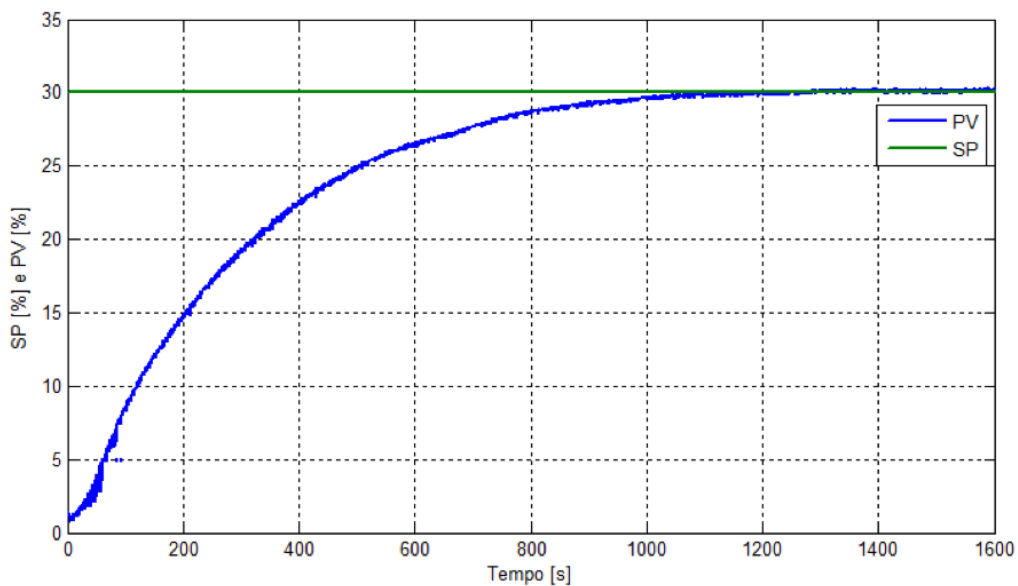
$$k_p = \frac{\tau}{K * \lambda} = \frac{203}{0,838 * 122} = \frac{203}{102,236} \approx 2$$

Para encontrar o parâmetro T_i , faz-se:

$$T_i = \tau = 203$$

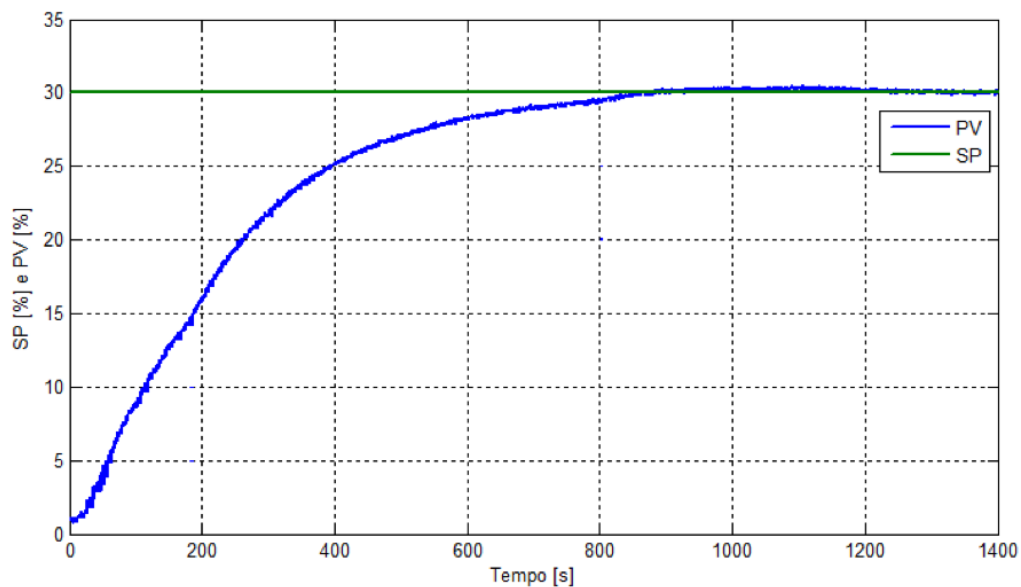
A Figura 20 apresenta o resultado do sistema em malha fechada para essa sintonia de controlador, onde o *setpoint* foi de 30%

Figura 20 - Resposta do sistema de nível em malha fechada com $K_p = 2$ e $T_i = 203$. Válvula proporcional como atuador.



Para a sintonia inicial a resposta apresentou um transitório consideravelmente lento (ver Figura 20). Com o objetivo de deixar a resposta mais adequada em termos de velocidade, novamente optou-se por diminuir inicialmente a ação integrativa (T_i) do controlador, a nova resposta pode ser observada na Figura 21.

Figura 21 - Resposta do sistema de nível em malha fechada com $K_p = 2$ e $T_i = 180$. Válvula proporcional como atuador.



A partir da Figura 21, vemos que a resposta por muito pouco (quase que desprezível) ultrapassou a referência, no entanto, conseguimos obter uma sintonia melhor do que a anterior em termos de velocidade. Dessa forma, chegamos a uma sintonia desejada e, portanto, paramos com as alterações.

Para todos os testes realizados, pôde-se observar ruído na resposta dinâmica do processo, este atrelado a fatores externos como vibração do motor e da água e interferência magnética nos fios do interfaceamento. É sempre bom ressaltar que em todos os sistemas de controle é desejável que sejam “imunes”, ou, que tenham a capacidade de atenuar ao máximo os ruídos de medição. Métodos para “filtrar” os ruídos de medição fogem do escopo desta disciplina.

Resumo

Nesta aula, apresentamos alguns dos equipamentos industriais, como as bombas industriais, responsáveis por fazer o líquido circular pelo processo. Estudamos como elas podem ser utilizadas no controle de nível, sendo o atuador do processo, aplicamos uma parte dos conhecimentos adquiridos ao longo da disciplina em uma “Planta didática”, que é a Estação Compacta MPS-PA da empresa Festo, dando ênfase ao controle de nível. Nesta disciplina procuramos mostrar uma visão introdutória sobre o tema “Controle de Processos”, mas não se pretende esgotar o assunto. Há uma grande variedade de livros, artigos científicos e outras literaturas que poderão lhe ajudar a se aprofundar neste estudo. Valerá a pena buscar mais informações!

Autoavaliação

1. Faça uma pesquisa sobre outros equipamentos industriais não citados e especifique qual seu emprego em processos industriais.
2. Quais as vantagens/desvantagens dos métodos de controle de vazão estudados nesta aula?

Referências

BERTELLI, Guilherme Pereira Marchioro. **Sistema de controle e supervisão da estação de processos MPS PA via Plataforma BeagleBone**. Monografia (Graduação em Engenharia Mecatrônica)} – Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN, 2015.

CAMPOS, Mario Cesar M. Massa de; TEIXEIRA, Herbert C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 2. ed. São Paulo: Blucher, 2010.

FESTO. **MPS PA datasheets**. Esslingen: [s.n.] 2006. 194 p.

THOMAZINI, D.; ALBUQUERQUE, P. U. B. **Sensores industriais: fundamentos e aplicações**. 5. ed. São Paulo: Editora Érica, 2012. 244 p.