



Controle de Processo e Instrumentação Industrial

Controle de Processos e Instrumentação Industrial

Alysson Fernandes Mazoni

Henrique Borges Garcia

Marley Fagundes Tavares

Natália Maira Braga Oliveira

© 2018 por Editora e Distribuidora Educacional S.A.

Todos os direitos reservados. Nenhuma parte desta publicação poderá ser reproduzida ou transmitida de qualquer modo ou por qualquer outro meio, eletrônico ou mecânico, incluindo fotocópia, gravação ou qualquer outro tipo de sistema de armazenamento e transmissão de informação, sem prévia autorização, por escrito, da Editora e Distribuidora Educacional S.A.

Presidente

Rodrigo Galindo

Vice-Presidente Acadêmico de Graduação e de Educação Básica

Mário Ghio Júnior

Conselho Acadêmico

Ana Lucia Jankovic Barduchi

Camila Cardoso Rotella

Danielly Nunes Andrade Noé

Grasiele Aparecida Lourenço

Isabel Cristina Chagas Barbin

Lidiane Cristina Vivaldini Olo

Thatiane Cristina dos Santos de Carvalho Ribeiro

Revisão Técnica

Marley Fagundes Tavares

Robson Soares Ferreira

Hugo Tanzarella Teixeira

Editorial

Camila Cardoso Rotella (Diretora)

Lidiane Cristina Vivaldini Olo (Gerente)

Elmir Carvalho da Silva (Coordenador)

Letícia Bento Pieroni (Coordenadora)

Renata Jéssica Galdino (Coordenadora)

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)

Mazoni, Alysson Fernandes

M475c Controle de processos e instrumentação industrial /

Alysson Fernandes Mazoni, et al. – Londrina : Editora e

Distribuidora Educacional S.A., 2018.

220 p.

ISBN 978-85-522-0722-1

1. Engenharia. 2. Processos industriais. I. Mazoni,
Alysson Fernandes. II. Título.

CDD 620

Thamiris Mantovani CRB-8/9491

2018

Editora e Distribuidora Educacional S.A.

Avenida Paris, 675 – Parque Residencial João Piza

CEP: 86041-100 – Londrina – PR

e-mail: editora.educacional@kroton.com.br

Homepage: <http://www.kroton.com.br/>

Sumário

Unidade 1 Fundamentos sobre automação de processos industriais	7
Seção 1.1 - Introdução a Instrumentação Industrial	9
Seção 1.2 - Sensores e atuadores	21
Seção 1.3 - Sensores de instrumentação voltados às indústrias petroquímicas	34
Unidade 2 Sensores e instrumentação em indústria petroquímica	7
Seção 2.1 - Sistemas de instrumentação: pressão	9
Seção 2.2 - Sistemas de instrumentação: nível	21
Seção 2.3 - Sistemas de instrumentação: temperatura	34
Unidade 3 Fundamentos sobre controle de processos industriais	7
Seção 3.1 - Introdução a controle de processos	9
Seção 3.2 - Arquitetura dos sistemas de controle	21
Seção 3.3 - Fundamentos de sistemas dinâmicos	34
Unidade 4 Sistemas de controle	7
Seção 4.1 - Controladores de processos	9
Seção 4.2 - Tipos de controladores de sistemas dinâmicos	21
Seção 4.3 - Aplicação e simulação dos controladores PID	34

Palavras do autor

As indústrias química e petroquímica ocupam lugar fundamental na nossa sociedade e seus usos estão intimamente relacionados a uma infinidade de outras indústrias. A indústria de polímeros, em grande parte derivada da indústria petroquímica, está por toda parte produzindo novos materiais para equipamentos, roupas, embalagens, entre outros. A indústria de alimentos também utiliza alguns produtos da indústria química e, mesmo quando não os utiliza, usa técnicas semelhantes de processo.

Os processos que caracterizam as atividades de todas essas indústrias são realizados na indústria contemporânea com fortes exigências de produtividade e segurança. Para cumprir esses requisitos, quase todos esses processos envolvem automação e sensoriamento. Em palavras específicas, é preciso medir temperaturas, vazões, volumes, pressões e quais variáveis do processo necessitam ser controladas, bem como a análise de suas interdependências, sendo a competência para lidar com essas variáveis o objeto de estudo desta disciplina.

Nesse contexto, um quesito importante no entendimento dos processos químicos é a instrumentação, ou seja, o conhecimento dos sensores e aparelhos de medição e monitoramento dos processos químicos que são objetivos de estudo desta disciplina.

Outros assuntos aqui abordados serão as ferramentas da automação disponíveis para o controle desses processos, como os controladores embutidos em controladores lógicos programáveis, sistemas supervisórios para organização e monitoramento de medições. Esses equipamentos são úteis como formas de efetuar estratégias de controle. Essas estratégias são o resultado do estudo de uma área aplicada da teoria do controle, que também é vista neste curso através de suas principais ferramentas matemáticas e lógicas. Serão estudados o diagrama de blocos, a transformada de Laplace e outros termos que logo serão familiares para você.

Aqui estudaremos, também, alguns dos principais tipos de equipamentos dessa natureza, seus princípios de funcionamento como medidores de variáveis físicas e como selecioná-los para aplicações práticas, situações em que são usados.

A instrumentação dentro da indústria química configura-se uma área não apenas importante para a produtividade da indústria química, mas também como uma área por si só que estuda formas de relacionar o comportamento de grandezas físicas a grandezas elétricas e sinais digitais. Isso acontece porque atualmente quase todos os sensores são de natureza digital e construídos por conversores analógicos digitais e circuitos eletrônicos de filtragem. A relação entre essas grandezas no funcionamento de sensores também é explorada como parte do entendimento dos processos com instrumentação.

Neste curso, serão abordadas as ideias centrais relacionadas à instrumentação e também será feita uma abordagem sobre o uso dos equipamentos na indústria química e sua seleção. Depende de você, aluno, estudar equipamentos reais através de manuais. Isso será de grande utilidade para seu crescimento. Ainda que o material apresente os princípios de funcionamento para os principais sensores, sua formação estará mais completa com o estudo de sensores diferentes, o que dependerá do seu interesse e curiosidade.

Ainda, quando considerados os processos químicos como sistemas controlados, a aprendizagem exigirá alguma prática com a matemática do controle e com a capacidade de descrever sistemas reais como modelos de equações diferenciais e, a partir desse ponto, propor formas de otimizar o comportamento de processos químicos. Nessa etapa, há que se unir teoria matemática e conhecimento específico de instrumentação.

Apesar da grande quantidade de conteúdo que você está estudando, ter um entendimento do funcionamento das plantas químicas e da forma como elas são organizadas é uma recompensa. Bom trabalho!

Fundamentos sobre automação de processos industriais

Convite ao estudo

Sabemos que a instrumentação industrial é necessária para o acompanhamento da produção em processos químicos e também para sua segurança. A instrumentação usada varia de um processo para outro e é típica de cada ramo de atividade, porém alguns tipos de sensores são mais recorrentes, ou seja, são mais empregados do que os outros, tais como os de temperatura, pressão e vazão. A instrumentação industrial tem origem nos próprios conceitos de medida usados, uma vez que sua origem e o desenvolvimento de unidades de medida estão relacionados. Os instrumentos de medida de pressão, por exemplo, como o tubo de Pitot, são contemporâneos ao conceito de pressão e ao princípio de Pascal, de que você deve ter ouvido falar ainda no ensino básico.

Aqui se propõe uma noção ampla da origem dos conceitos de medida e a forma como esses conceitos estão ligados à própria indústria química em sua origem. Originalmente, também estão ligados à revolução industrial e às máquinas a vapor como ferramentas que permitiram o desenvolvimento de processos químicos com menor interferência humana.

No caso da indústria de petróleo, por exemplo, as tecnologias de diversas outras indústrias do passado foram aproveitadas com o propósito de separar os hidrocarbonetos brutos em produtos utilizáveis em diversas situações com pesos moleculares diferentes. Para tanto, além das tecnologias de separação de substâncias, há os processos de quebra e queima, que devem ser acompanhados em termos quantitativos e necessitam de sensores para isso. Os sensores e sistemas associados permitem a operação com menor intervenção humana. Para que o sensoriamento seja efetivo, é preciso que o processo do

refino seja entendido como uma sequência de etapas cujos objetivos sejam separados para que suas variáveis importantes sejam monitoradas através da colocação de sensores em lugares relevantes.

Para que esse conhecimento seja posto em prática, suponha que você foi contratado por uma indústria de refino de petróleo. Sua função será no processo de produção, porém ainda não foi definida. Durante as primeiras semanas, você estará encarregado de entender as muitas partes da planta e como seus produtos e insumos interagem. A planta é complexa, possui dezenas de sensores, válvulas, tubulações e sistemas digitais. Sua função provavelmente será no controle para funcionamento ótimo da produção de algum derivado do petróleo. Afora as diversas questões que envolvem a química, termodinâmica e mecânica dos hidrocarbonetos, as variáveis físicas medidas, bem como os vários processos controlados, são objetos de estudo aqui presentes.

A proposta desta unidade é entender os fundamentos da tecnologia de instrumentação a partir das suas origens e como ela se relaciona com a organização moderna dos processos químicos. Isso permitirá a você, ao logo da unidade, entender a função de alguns equipamentos que comumente aparecem em processos químicos industriais. Bons estudos!

Seção 1.1

Controle de processos e instrumentação industrial

Diálogo aberto

Antes de estudar a escolha de sensores para processos industriais, é conveniente entender como eles se distribuem e de que forma são usados em um processo químico. A instrumentação de um processo químico depende das etapas de produção em questão e de como o processo é dividido. É nisso que você deve se concentrar no início, em acompanhar quais são os principais tipos e aplicações de sensores.

Tomamos como exemplo a indústria petroquímica em uma planta de refino de petróleo: imagine que você acabou de ser contratado e nunca trabalhou nesse setor. O trabalho com essa indústria química envolve o conhecimento de química orgânica e de um grande número de produtos que derivam. Os processos para extração dos muitos derivados de petróleo exigem monitoramento. É fácil perceber em uma planta de refino de petróleo que muitos processos funcionam a maior parte do tempo sem intervenção humana. Esse estado de automação atual é recente e fundamental na produtividade e no funcionamento de todo o mercado desse produto. Identifique em um processo desse tipo como a automação e o sensoriamento permitirão maior produtividade dessa indústria.

É preciso conhecer os principais sensores usados nessa indústria. A seleção correta desses sensores deve ser precedida de um conhecimento do seu princípio de funcionamento e tornará o entendimento mais direto através de uma contextualização histórica de seu uso e origem, a serem vistos a seguir.

Não pode faltar

A instrumentação é encarregada de desenvolver técnicas de medição de variáveis físicas. Ela aplica os conceitos da Física para construir e usar equipamentos que apresentam valores numéricos para fenômenos que são observados. Nesse contexto, a instrumentação é parte do estudo da Física de forma fundamental. Porém, a instrumentação se situa mais modernamente em grande parte da produtividade industrial. O objetivo, nesse caso, é que as

medidas de grandezas físicas atendam a um conhecimento mais profundo do processo de produção e propiciem uma significativa melhora da produtividade, bem como proporcionem economia de materiais. Ainda, considerando segurança e bem-estar humano, um processo com características monitoradas serve para evitar situações perigosas. As medições dessas variáveis podem ser utilizadas em sistemas de monitoramento, de modo a evitar que retrabalhos repetitivos ou perigosos sejam realizados por pessoas na indústria.

Assim, a instrumentação torna-se indispensável a qualquer processo. Em que contexto define-se um *processo* como um conjunto de transformações físicas para obter um produto?

A instrumentação industrial diz respeito a obter uma estimativa para um valor de uma variável física usando um dispositivo que converte essa grandeza física para uma forma que possa ser exibida. O dispositivo responsável por esse comportamento é o sensor. De um ponto de vista conceitual, o sensor pode ser dividido em partes ou em etapas que estão associadas com a sua operação. Em geral, um primeiro elemento é o transdutor, que converte uma grandeza física em outra que possa ser mais facilmente lida. Depois, o valor dessa grandeza física já convertida passa por uma parte de conversão e condicionamento de sinal, que visa a eliminar ruídos ou influências indesejadas e que tenta garantir que a variável interpretada esteja disponível como fonte de informação. Por fim, o equipamento final corresponde ao mostrador ou apresentador do valor medido para o sinal.

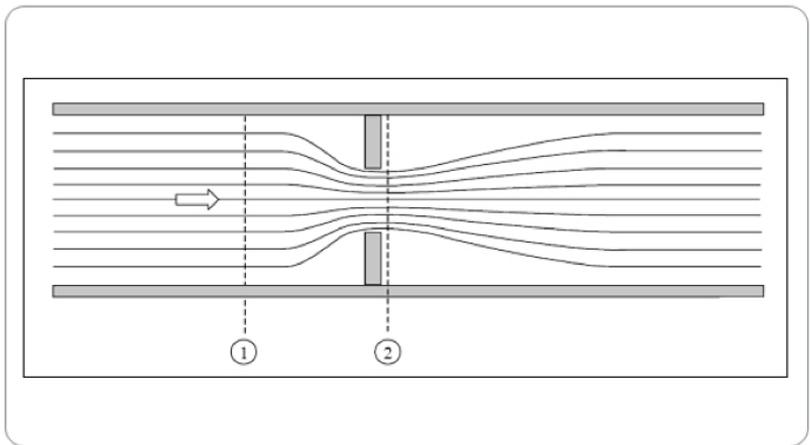
Considere, por exemplo, uma balança de mola. Uma massa é colocada na extremidade de uma mola. A mola possui uma rigidez particular que a faz se esticar na presença de uma carga de força. Essa carga é conhecida como parte do processo de calibração da balança. A mola se estica, permitindo que um ponteiro acoplado a ela indique um certo valor em uma escala graduada que representa valores de massa associados a quantidades de material que, na superfície da Terra, apontariam deslocamento igual na mola.

Nesse caso, a mola corresponde ao elemento transdutor, a escala graduada corresponde ao elemento condicionador de sinal que filtra as alterações indesejadas e o ponteiro corresponde ao elemento mostrador.

Um exemplo de um sensor típico da indústria é o sensor de vazão, que será estudado adiante. Entre os vários tipos de sensores

de vazão existe o de placa de orifícios. O fluxo de um fluido é forçado a atravessar uma placa com um ou mais orifícios, conforme um formato possível exibido na Figura 1.1. Essa obstrução produz uma queda na pressão do fluido que pode ser medida. A queda de pressão é relacionada com a vazão do fluido e convertida por um sistema de conversão analógico-digital para um sinal que pode ser apresentado em uma rede de comunicação industrial ou simplesmente colocado em um mostrador digital.

Figura 1.1 | Medidor de vazão por orifício e obstrução da vazão

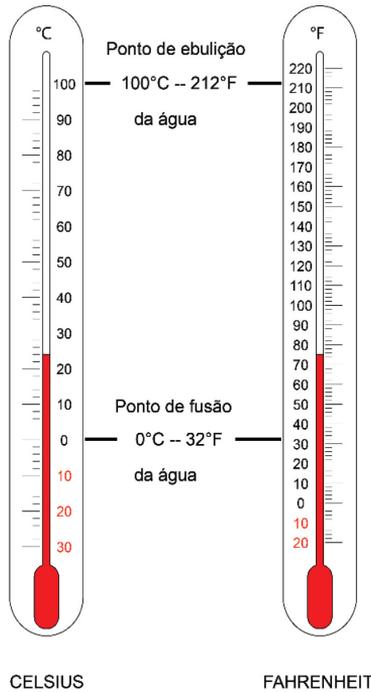


Fonte: <<http://www.smar.com/newsletter/marketing/index169.html>>. Acesso em: 5 out. 2017.

As três grandezas físicas mais medidas na indústria são temperatura, vazão e pressão.

A medida de temperatura na forma padronizada como a conhecemos atualmente é do século XVIII, dos trabalhos de padronização de Anders Celsius e Gabriel Fahrenheit. A temperatura é uma medida indireta da agitação de partículas de uma substância, mas o princípio que eles propuseram é baseado na dilatação de um fluido com o aumento de temperatura. A dilatação desse fluido apresenta uma relação estabelecida com a temperatura que serve de escala, como no exemplo da Figura 1.2.

Figura 1.2 | Termômetros em escalas Celsius e Fahrenheit. Serão estudados nos sensores de temperatura



Fonte: elaborada pelo autor.



Exemplificando

Considere um medidor de temperatura baseado na dilatação de uma lâmina de metal. A lâmina se dilata variando 280 micrometros no comprimento quando a temperatura passa de 0 a 100 graus Celsius. Qual é o valor da dilatação a 65 graus?

A maior parte dos sensores, conforme você verá neste material, são usados como relações lineares. Ou seja, supõe-se com algum erro que o sensor converte uma variação de uma grandeza física em outra de forma linear. A taxa de variação de uma grandeza de origem produz sempre a mesma taxa de variação na grandeza convertida. Assim, a dilatação é suposta linear para os sensores de temperatura. Utiliza-se uma interpolação linear, o que resulta em:

$$d = \frac{65 \times 280}{100} = 182 \mu m$$

A medida de vazão possui uma forma indireta tão antiga quanto o conceito de volume e diz respeito a medir o acúmulo de vazão, ou seja, o volume transferido. Isso, em geral, está relacionado ao espaço ocupado dentro de um recipiente. A medida de vazão instantânea, de maior interesse industrial, exige a comparação com algum processo que faça atrito ou perda de energia quando se trata do escoamento de um fluido. Mais recentemente, como será visto adiante, existem aparelhos que medem vazão usando princípios eletrônicos, bolhas, campo magnético, entre outros. Porém, a vazão medida nas indústrias e processos produtivos foi originalmente obtida no século XIX, tendo como exemplo mais emblemático o regulador de Watt.

O regulador de Watt é simultaneamente um instrumento de medida e de controle, pois a vazão que passa em um tubo faz girar uma peça articulada com duas massas afastadas, como podemos ver na Figura 1.3. Devido à conservação do momento angular, essas massas, que podem se afastar por causa da montagem mecânica, ficam mais próximas ou mais distantes conforme a rotação. Esse afastamento produz uma restrição na vazão, que muda a intensidade do processo.

Figura 1.3 | Regulador de Watt

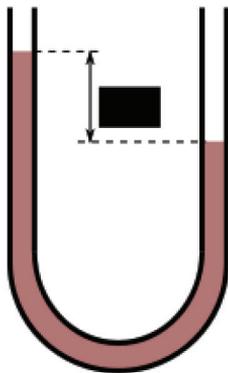


Fonte: <<https://bulkberg.wordpress.com/category/uncategorized/page/3/>>. Acesso em: 26 out. 2017.

A maior parte dos medidores de vazão é ainda baseada em obstrução do fluxo e obtenção de alguma grandeza indireta a partir das variações que essa obstrução produz.

A medida de pressão também se modernizou. Hoje, existem sensores do tipo piezo-elétrico, baseados em membranas, entre outros. Porém, a medida mais empregada ainda hoje consiste em avaliar a altura de uma coluna de um fluido de densidade conhecida quando confinado em um duto com duas extremidades sujeitas a pressões diferentes, conforme as experiências de Evangelista Torricelli, no século XVII, conforme ilustrado na Figura 1.4. Assim, a medida da pressão é sempre relativa, por comparação a outro ambiente, embora sua noção teórica seja relacionada às colisões aleatórias de um fluido nas paredes do recipiente que o contenha.

Figura 1.4 | Medidor de pressão pela coluna de um líquido



Fonte: elaborada pelo autor.



Assimile

Todo equipamento sensor pode ser separado em suas partes mais importantes que delimitam seu funcionamento: um elemento transdutor que converte uma grandeza física para outra, um elemento condicionador de sinal, que serve para adaptar os valores dessa grandeza à leitura e pode ser constituído de amplificador ou filtro de sinal e um elemento mostrador, que exibe o valor lido no contexto necessário.

A instrumentação nas indústrias químicas atinge um nível muito elevado de importância quando se considera que problemas de

aquecimento ou pressão elevados podem conduzir um processo a uma falha catastrófica com a perda de vidas.

Além desse fator, um monitoramento das grandezas, conforme já citado, pode levar a uma produção em não conformidade com as necessidades a que o produto final se destina.



Pesquise mais

A instrumentação por si só é uma ciência multidisciplinar que envolve eletrônica, mecânica, termodinâmica e processamento de sinais. Apesar de que ainda iremos estudar vários elementos delas, boas introduções aos assuntos são mostrados nos vídeos indicados a seguir.

Por exemplo, um vídeo que ilustra a instrumentação dentro de um contexto amplo dos processos industriais é o seguinte:

Curso de instrumentação industrial e controle de processos: aula 1. Disponível em: <<https://www.youtube.com/watch?v=5240NB2ULbc>>. Acesso em: 22 out. 2017.

A destilação de petróleo, usada aqui como exemplo, é ilustrada no vídeo a seguir:

Controle de processos petroquímicos: destilação de petróleo. Disponível em: <<https://www.youtube.com/watch?v=VQ-x5LOsE6Y>>. Acesso em: 22 out. 2017.

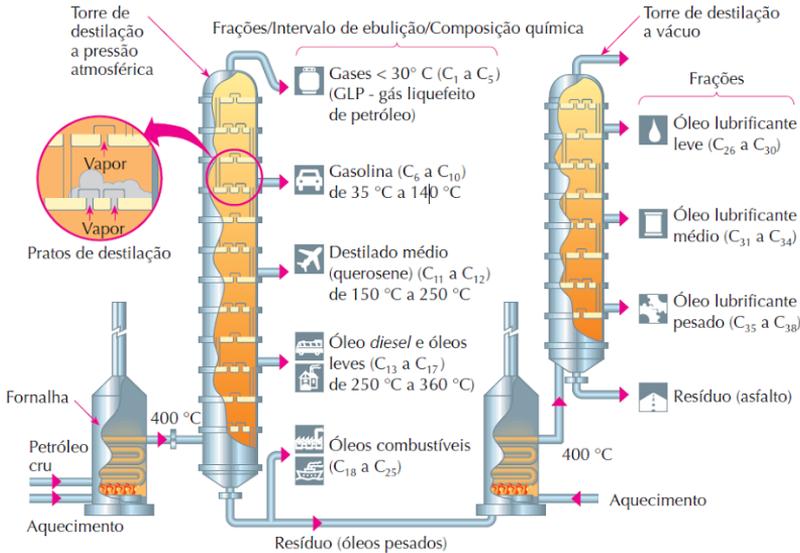
Sobre os principais elementos da instrumentação do ponto de vista da automação, é indicado no vídeo:

O que é instrumentação industrial. Disponível em: <<https://www.youtube.com/watch?v=K0N-RgSlsEc>>. Acesso em: 22 out. 2017.

Além disso, não deixe de ver as referências desta seção, que poderão ser usadas em vários momentos do curso.

No setor petroquímico, esse risco se eleva às questões ambientais, uma vez que os produtos e rejeitos dessa indústria são muitas vezes de natureza tóxica. Embora seja objeto de estudo de outra disciplina, a complexidade do refino de petróleo é amplamente ilustrada na Figura 1.5.

Figura 1.5 | Complexidade do processo de refino de petróleo



Fonte: http://www.engquimicasantosp.com.br/2012/08/refino-do-petroleo.html. Acesso em: 5 out. 2017.

A complexidade dos processos dessas indústrias, que envolvem diversos tipos de insumos e produtos, também exige um volume muito alto de sensores e sistemas de monitoramento cujos principais tipos são objeto de estudo desse curso. Um exemplo de uma planta de destilação está na Figura 1.6.

Figura 1.6 | Colunas de destilação industrial



Fonte: http://stad.wikia.com/wiki/Bestand:Destillatiekolommen.jpg. Acesso em: 5 out. 2017.



Existem sensores para diversas grandezas físicas com o objetivo de realizar monitoramento. Notadamente para as medidas de temperatura, vazão e pressão, variações transitórias de densidade e transformações de fase incompletas durante os processos químicos considerados podem prejudicar as leituras e previsões. A presença de certos volumes de vapor em fluxos líquidos ou vice-versa podem prejudicar as leituras, pois há grandes variações de densidade em alterações de fase, assim como há grandes variações locais de temperatura em misturas de substâncias, certo? Nesse sentido, em que medidas e circunstâncias as grandezas obtidas pelos sensores devem ser acreditadas ou usadas?

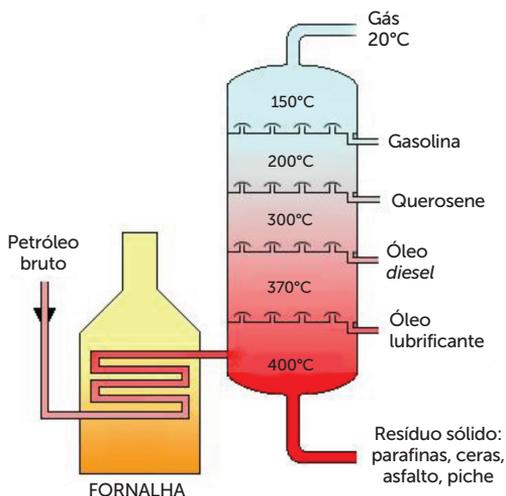
Sem medo de errar

Imagine que você está trabalhando em uma refinaria de petróleo e precisa, inicialmente, por ser novo no ramo, entender o funcionamento do processo para fazer possíveis melhorias futuras ou expansões.

Como já mencionado, o refino de petróleo envolve diversos conhecimentos de química orgânica, termodinâmica, entre outros. A questão de aplicação da instrumentação aos processos do refino do petróleo é a união desses conhecimentos com a informação de quais tipos de sensores são disponíveis e como eles serão usados para aferição das grandezas.

O processo de refino sempre envolve separar o óleo bruto em vários tipos de substâncias que têm pesos moleculares diferentes. Através de alta pressão e alta temperatura, moléculas progressivamente maiores de hidrocarbonetos são vaporizadas e recolhidas na forma de um produto mais homogêneo, com uma aplicação e um poder calorífico específicos.

Figura 1.7 | A separação dos produtos do refino de petróleo (os diferentes produtos têm diferentes pesos moleculares)



Fonte: <<http://mundoeducacao.bol.uol.com.br/quimica/refino-petroleo.htm>>. Acesso em: 14 out. de 2017.

Os diversos produtos obtidos têm interesse econômico, como o gás combustível, GLP, naftas, querosenes, entre outros que você estudou nas disciplinas sobre o assunto e cuja composição faz parte do estudo de química orgânica.

Assim, você pode concluir que para acompanhar o estado do processo de separação dos produtos do petróleo, o sensoriamento deve ser feito na entrada do processo como um todo e nas saídas de todas as etapas do processo de refino, já que cada etapa envolverá transformações químicas que levarão a variações de temperatura e pressão, que acompanharão as mudanças moleculares de obtenção dos diversos produtos.

Avançando na prática

Sensores na destilação na indústria do petróleo

Descrição da situação-problema

Agora que você entende a natureza de um elemento sensor, mesmo que ainda antes de estudar o funcionamento particular de cada tipo de sensor, considere que você foi indicado a fazer um estudo inicial de um processo de destilação de produtos de petróleo.

Você precisará ter algumas ideias sobre como instrumentar essa instalação. Que considerações devem ser feitas para decidir os sensores a serem usados?

Resolução da situação-problema

No processo de destilação, uma variedade de sensores é necessária para garantir que cada estágio da separação por destilação esteja na temperatura e pressão adequadas para a ebulição da substância que se almeja separar. Além disso, cada substância separada pelo processo precisa ter sua vazão conhecida para fins de estimativa da produtividade e viabilidade econômica no processo. Cada substância obtida precisará de sensores que trabalhem em faixas distintas de temperatura e pressão. Assim, em apenas uma etapa fundamental do refino do petróleo de separação são necessários pelo menos três tipos de sensores: pressão, temperatura e vazão.

Note que o processo de destilação produz diversos produtos em valores diferentes de temperatura e pressão. Assim, como as faixas de temperatura e os valores de pressão que produzirão as condições de ebulição de substâncias distintas são diferentes, os sensores usados serão de trabalho em faixas de valores diferentes. A rigor, a destilação de óleo bruto de petróleo envolve um conhecimento prévio dos principais produtos possíveis do óleo com que se trabalha. Muitas substâncias não previstas poderão constar do produto final mais pesado nas etapas finais. Existem processos estudados nessa indústria para a estimativa de porcentagens de produtos esperados. Além disso, outros processos de transformação química podem ser usados para reduzir ou aumentar o peso molecular das substâncias obtidas.

Para conseguir enfim dimensionar um sistema de instrumentação, o conhecimento de sensores deverá então ser acompanhado de uma expectativa de quais produtos são esperados e em que condições. Assim, você conseguirá indicar quais sensores seriam usados e em que faixas de valores. Isso funciona como passo inicial para o projeto de um sistema de produção química, que é um dos seus objetivos.

Faça valer a pena

1. A instrumentação industrial é um ramo de tecnologia ligado à produtividade da indústria e também à segurança dos processos e pessoas. Através dela, os processos também podem ser realizados com menor intervenção humana.

No contexto amplo da instrumentação industrial, pode-se afirmar que:

- a) A instrumentação industrial diz respeito às técnicas matemáticas de processamento de sinais.
- b) A instrumentação industrial propõe soluções de processos químicos para maior produtividade.
- c) A instrumentação industrial consiste no desenvolvimento e uso de equipamentos para monitorar variáveis físicas de um processo.
- d) A instrumentação industrial lida com os filtros de sinal utilizados na indústria química.
- e) A instrumentação industrial é usada apenas na indústria química.

2. As partes de um elemento sensor comum podem ser divididas em diversas formas. Uma forma simples dessa divisão, que permite isolar os principais componentes, ajuda no entendimento da função e do uso do sensor.

Um sensor pode ser dividido nos seguintes elementos:

- a) Amplificador, filtro, elevador e abaixador.
- b) Transdutor, condicionador e mostrador.
- c) Transdutor, elevador e atuador.
- d) Atuador, transdutor e conversor.
- e) Conversor, transdutor e atuador.

3. A instrumentação faz parte de diversas áreas da indústria e da ciência. Ela serve ao propósito de adquirir maior conhecimento sobre as transformações física e química que caracterizam um processo e também de atingir níveis maiores de eficiência.

Sobre a instrumentação como uma atividade tecnológica e de uso na indústria e ciência é correto afirmar que:

- a) O amplo uso da instrumentação deve datar da revolução industrial, dado o surgimento das máquinas a vapor.
- b) A instrumentação ainda não atingiu a indústria de alimentos como ferramenta de uso corrente.
- c) A instrumentação industrial ainda não faz uso da eletrônica, uma vez que lida quase que exclusivamente com variáveis contínuas como pressão, temperatura e vazão.
- d) As variáveis medidas em processos industriais são relacionadas quase exclusivamente ao monitoramento de segurança.
- e) Sistemas de segurança são alarmes simples que requerem pouco ou nenhum uso da instrumentação industrial.

Seção 1.2

Sensores e atuadores

Diálogo aberto

Olá, aluno! Você sabe agora quais são os principais tipos de sensores, mas antes de estudar mais a fundo cada um deles e como usá-los em um processo, é interessante conhecer como eles são usados em um sistema de controle. Para isso, vamos entender como se descrevem as características desejadas de um sensor, ou seja, como o funcionamento desses equipamentos é especificado pelos fabricantes. Além disso, para um melhor entendimento dos processos químicos, é fundamental que saibamos em que local de um processo químico um sensor deve se posicionar em relação ao funcionamento do sistema como um todo.

Neste contexto, lembre-se de que você foi recém-contratado para trabalhar em uma indústria de refino de petróleo, na área do processo de produção. A primeira parte do trabalho, para quem está começando, é entender como funcionam as partes do processo e como elas se relacionam.

Será fundamental para a realização deste trabalho o entendimento da função dos sensores na automação. Será que você consegue identificar como se separam as áreas e como elas se organizam em uma indústria de refino de petróleo?

Para ajudar a resolver esse impasse, iremos aprender, nesta seção, como identificar as ferramentas de monitoramento, de atuação e de controle na produção.

E então, preparado para mais este desafio?

Bons estudos e ótimo trabalho.

Não pode faltar

Talvez você já tenha visto instalações químicas em vídeos, fotos ou pessoalmente e tenha se impressionado com a quantidade de equipamentos. É uma indústria muito variada em recursos. Imagine que grande parte do seu trabalho é transformar uma substância em outra que sirva de produto ou insumo para outro produto.

Com o objetivo de entender os principais equipamentos usados, primeiro, você deve ver que existem características comuns entre vários deles. Essas características podem ser estudadas no âmbito específico da instrumentação.

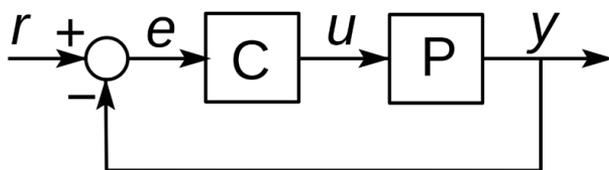
Como já discutimos, a instrumentação é relacionada à intenção de tornar os processos químicos contínuos e automatizados. Tal conhecimento é facilitado através do levantamento das malhas de controle que o processo possui.

É possível dividir as etapas desse tipo de processo em alguns elementos principais:

- O primeiro elemento observado é a *variável de processo*, que é alguma grandeza física medida que afeta diretamente o resultado, em termos do que está sendo produzido.
- Outro elemento é a *variável controlada*, que corresponde à parte do processo que pode ser alterada usando-se algum equipamento. O equipamento que altera essa variável é o *atuador*. Essa distinção define as interações entre os tipos de equipamentos usados em um processo.

A relação entre esses elementos é ilustrada na Figura 1.8. Esta figura apresenta a variável de processo (y), que é medida através de um sensor. A variável medida é comparada a um valor desejado (r), e a diferença entre esses dois valores é chamada de erro. O erro (e) é a informação de que dispõe o controlador para alterar a variável controlada e influenciar o processo, a fim de se obter o comportamento desejado.

Figura 1.8 | Malha de controle de processo

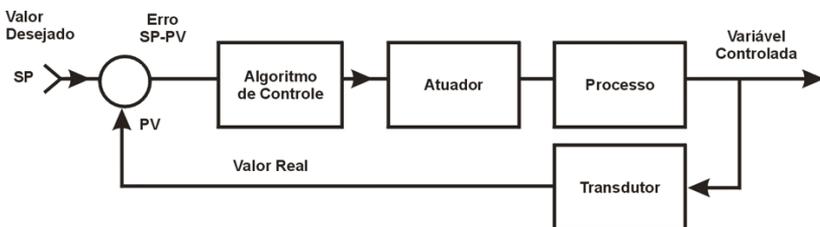


Fonte: elaborada pelo autor.

P representa o processo controlado e C o controlador. y é a variável de processo, r é a referência de valor desejado para a variável de processo, e é o erro entre esses dois últimos e u é a variável controlada.

A configuração apresentada é a forma comum de construir sistemas de controle automático em diversas indústrias. Outra forma de apresentar o diagrama de blocos da malha de controle é deixando os elementos de atuador e sensor explicitados, conforme consta na Figura 1.9.

Figura 1.9 | Malha de controle indicando também atuador e transdutor

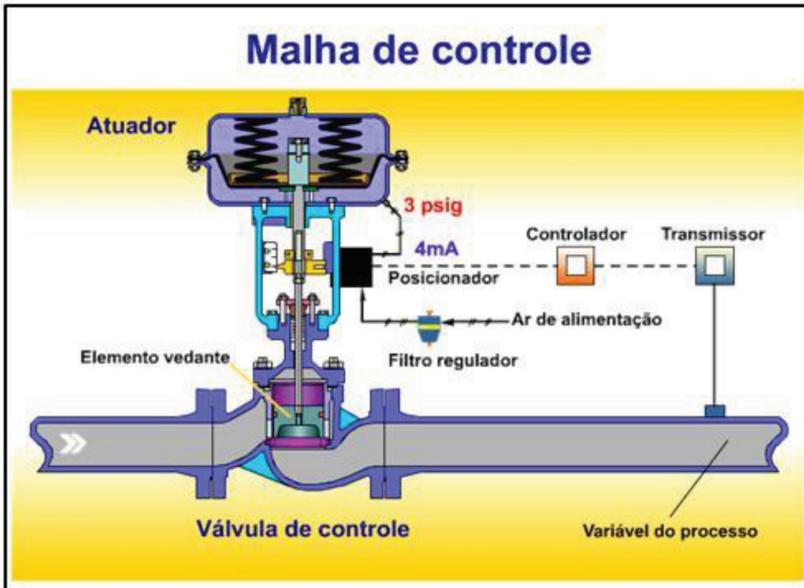


Fonte: elaborada pelo autor.

No passado, os sinais que representam tais variáveis podiam ser grandezas físicas aferidas do próprio processo. Por exemplo, em um processo químico em que se controla a vazão de um fluido, uma pequena fração desse fluido poderia ser canalizada até uma válvula. A válvula teria acionamento ajustado para regular a vazão. Assim, haveria uma realimentação da variável de processo para a variável de controle por meio de uma derivação e o controle e a comparação estariam inclusos na válvula.

A Figura 1.10 apresenta este tipo de aferição de grandeza física aferidas no próprio processo. Note que a vazão do fluido é a variável de processo que, após ser aferida por meio de um sensor, tem seu valor enviado ao controlador por meio do transmissor. O controlador produz um sinal de corrente elétrica, que varia de 4 a 20 mA, para ajustar a vazão. Este sinal de corrente elétrica aciona um posicionador (um pequeno motor ou uma solenoide), que move o conjunto de molas indicadas na figura. Esses dois elementos, posicionador e conjunto de molas, funcionam como o atuador que move o elemento vedante e regula a passagem de fluido. Assim, teríamos uma realimentação da variável de processo para a variável de controle.

Figura 1.10 | Malha de controle de uma válvula



Fonte: Smar (2017, on-line)

Atualmente, é mais comum que haja um sensor específico para a medida de variável do processo que converte o que é lido em um sinal de tensão ou de corrente analógico. Esse sinal é convertido para um sinal digital no elemento usado para controle, usualmente um controlador lógico programável (CLP). O controlador serve, nesse caso, para acionar um motor elétrico que opere a válvula.

Os sensores usados na indústria que produzem sinais analógicos costumam seguir dois tipos de padrão, fornecem uma leitura na forma de uma corrente proporcional à leitura da grandeza a que se destinam entre 4 e 20 mA ou fornecem uma leitura de tensão proporcional à grandeza na faixa entre 1 e 5 volts em corrente contínua. Esses padrões são compatíveis com entradas de muitos CLPs.

Figura 1.11 | Controlador lógico programável (CLP), ou *Programmable logic controller (PLC)*, usado para estabelecer comunicação com redes industriais e também como sistema de controle entre sensores e atuadores



Fonte: <http://creativecommons/wiki/Programmable_logic_controller#/media/File:Siemens_Simatic_S7-416-3.jpg>. Acesso em: 8 out. 2017.

Os sensores, em geral, se classificam-se em dois tipos: ativos e passivos. Essa divisão diz respeito ao método de medida. Um sensor que introduz energia no ambiente que mede é um sensor ativo; quando não o faz, é passivo. Isso é independente de ser alimentado com tensão elétrica ou não. Por exemplo, um sensor de nível de um tanque baseado em ultrassom, que gera um sinal para atingir um obstáculo em que se mede o tempo de resposta a esse sinal, é ativo, devido à geração do sinal. Um sensor de temperatura que apenas coleta radiação infravermelha é passivo, pois não introduziu energia no meio medido, apenas a recebeu.



Assimile

A ideia de malha de controle é comum em diversas áreas da engenharia e pode ser realizada com diversos tipos de equipamento.

A configuração mais comum nos processos automáticos é o controle dos sistemas em malha fechada. Neste tipo de sistema o sinal de saída possui um efeito direto na ação de controle e é designado por sistema de controle com realimentação ou retroação. O sinal erro, por sua vez, corresponde à diferença entre os **valores de referência (ou desejado)** e de **realimentação** (ou real) é introduzido no controlador de modo a manter a saída do sistema num determinado valor pretendido.

É comum que muitos sinais de sensores sejam fornecidos em formato digital em lugar dos dois formatos analógicos citados. Quando em formato digital, os valores lidos por um sensor são convertidos para um número armazenado na forma de bits, que representam números em sistema de numeração binário. Essa representação influencia o funcionamento do instrumento como sensor, pois enquanto valores analógicos podem ser quaisquer números entre os valores da faixa utilidade, valores em números binários estão limitados aos números possíveis entre os valores do número de bits disponível. A conversão de um sinal em valores analógicos para digitais é feita por um circuito chamado conversor analógico-digital (conversor AD).

Sabe-se que um número binário com N dígitos, ou bits, pode representar 2^N números diferentes, sendo os números de 0 até $2^N - 1$. Assim, para uma faixa de valores conhecida para a leitura de um sensor, os números representados em uma conversão digital desses valores estão limitados a um intervalo dado por essa faixa e pelo número de bits disponíveis. Para uma faixa de valores de largura F , a resolução do sensor, ou intervalo de medidas que ele pode entregar, é $\frac{F}{2^N}$.

Há circuitos específicos que servem para converter valores analógicos de uma faixa em números binários para um controlador digital que pode ser um CLP, um computador industrial ou um microcontrolador.



Assimile

A resolução de um sensor que contenha um conversor analógico-digital é a razão entre a variação de entrada de tensão do conversor dividida pelo número de números binários possíveis com o número de bits de que dispõe:

$$\frac{F}{2^N}$$

Quando os sinais são convertidos para valores digitais, é comum que sejam antes amplificados para a faixa de conversão do circuito que os converterá para valores digitais. Também é comum que se utilizem filtros que removem ruídos de sinal, que são usualmente oscilações muito rápidas, ou seja, quando se observa um sinal que possui pequenas variações rápidas de amplitude em torno do valor esperado. Esses dois componentes dos sensores comumente já estão presentes

nos equipamentos modernos. Seu ajuste envolve conhecimentos do processamento de sinais.



Exemplificando

Considere um sensor de temperatura do tipo termopar que, para uma variação de temperatura de 200 graus Celsius, produz uma variação de tensão entre 10 mV e 160 mV. Quando conectado a um conversor analógico-digital de 12 bits com entrada de 0 a 200 mV, qual é a sua melhor resolução possível em graus?

Para uma variação de 200 graus, se conseguisse utilizar toda a faixa de tensão no conversor AD, isso seria a melhor situação, pois o sensor aproveitaria toda a resolução disponível. No entanto, nesse caso, o conversor AD recebe tensões entre 0 e 200 mV e, portanto, haverá números possíveis na conversão que nunca serão obtidos a partir de valores de temperatura. O sensor produz a seguinte variação de graus para Volts (a relação entre a variação em graus e a variação em Volts):

$$\frac{200}{160 - 10} = 1,33^{\circ}C / mV$$

O conversor AD, por sua vez, converte com o intervalo de valores de Volts com a seguinte divisão:

$$\frac{200 - 0}{2^{12}} = 0,0488mV / bit$$

Assim, a resolução do sistema completo é:

$$1,33 \times 0,0488 = 0,065^{\circ}C / bit$$

Os sensores que fornecem medidas em formato digital têm se tornado mais comuns do que os padrões analógicos citados, por causa da sua facilidade de integração em uma rede de comunicação industrial que unifique a forma de comunicação entre sensores, atuadores e sistema de controle e monitoramento. Isso permite centralizar as atividades e ter uma apresentação completa do processo.



Pesquise mais

Embora a conversão analógica-digital seja um assunto complexo da eletrônica e do processamento de sinais, o seu entendimento básico é útil dentro do estudo da instrumentação para processos. O vídeo disponível no link a seguir expande um pouco o que foi discutido aqui:

Disponível em: <<https://www.youtube.com/watch?v=xy9mMh7KYE8>>. Acesso em: 5 out. 2017.

Os sensores, em todos os casos, podem ter suas características especificadas em termos de alguns conceitos mais importantes, que servem para descrever um comportamento mais próximo do desejado para cada aplicação.

Uma característica já citada é a *resolução* dos sensores. Ela diz respeito à menor variação de valores medidos que o sensor pode detectar e apresentar. Um sensor de melhor resolução consegue detectar variações menores. Por exemplo, um sensor de temperatura com resolução de 0,1 grau é mais preciso do que um com resolução de 1 grau, pois o primeiro indica variações de temperatura em intervalos menores.

A proximidade dos valores de leitura de um sensor a uma relação linear com a grandeza medida é chamada *linearidade*. Embora não seja requerida e seja ausente em alguns sensores, a possibilidade de expressar a leitura do sensor na forma de uma equação de reta simplifica sua calibração para aplicações de precisão ou quando da necessidade de projeto de um elemento sensor completo.

Outra característica é a *faixa de operação*, que corresponde aos limites inferior e superior dos valores possíveis da grandeza medida.

Zona morta é o conceito associado à medida mínima da grandeza que pode ser percebida no início da escala do sensor. Note que esse conceito não é a resolução, principalmente porque os sensores usualmente detectam uma variação no meio ou fim de sua faixa de operação menor do que detectam nos menores valores de medida. A zona morta está associada à menor medida que faz a leitura se deslocar a partir do zero.

Histerese é o fenômeno comumente descrito em outras áreas e presente nos sensores que avalia a diferença que existe entre medidas ascendentes e descendentes, ou seja, durante variações de crescimento da leitura é possível que haja valores diferentes lidos para um mesmo fenômeno medido de entrada quando sua intensidade decresce. Essa diferença é chamada histerese.

O uso de um sensor pode ser limitado pela velocidade com que consegue avaliar um fenômeno, ou seja, quão rapidamente representa uma variação abrupta da grandeza lida na sua medida. Esse tempo, medido quando há uma variação conhecida do fenômeno, é chamado *tempo de resposta*.

Valores menores ou maiores dessas características dos sensores podem ser usados para comparar sensores e indicar sua aplicabilidade. É comum que pelo menos parte deles sejam especificados pelo fabricante do sensor em suas informações técnicas.



Refleta

A linearidade é uma característica desejada em um sensor, porém não obrigatória para seu bom funcionamento. Por que isso é verdade, especialmente considerando a situação contemporânea de que a maioria dos sensores utiliza conversão analógico-digital?

Os equipamentos usados como atuadores nas indústrias em processos químicos podem possuir diversas funções, porém os mais comuns são válvulas que regulam a passagem de um fluido e são controladas por algum sinal externo. Em geral, essas válvulas têm um pequeno motor que permite essa regulação (elétricas) ou são reguladas por um fluido para abertura e fechamento (pneumáticas ou hidráulicas). A Figura 1.10 ilustra um exemplo de atuador utilizado em sistemas de controle.

Outro exemplo de atuador é o trocador de calor. Usado em geral para resfriar um fluido, o trocador tem sua parte controlada representada por uma bomba de fluxo que é igualmente acionada por um motor elétrico.

Também são possíveis outros atuadores, como bombas, aquecedores baseados em resistência elétrica, entre outros.



Pesquise mais

Para conhecer um pouco mais sobre alguns tipos de sensores de aplicações comumente usados na indústria química como elementos de automação, recomendamos que você assista ao vídeo disponível em: <<https://www.youtube.com/watch?v=ICoJsvGXE7I>>. Acesso em: 5 out. de 2017.

Sem medo de errar

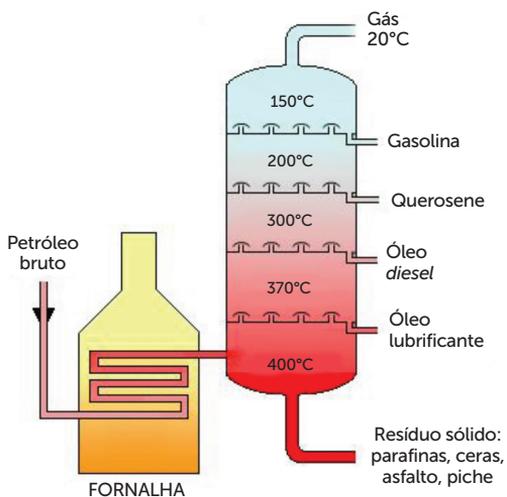
Você foi recém-contratado para trabalhar em uma indústria de refino de petróleo, na área de processo de produção. Inicialmente, na seção anterior, discutimos sobre uma planta de refino de petróleo e

você pôde **indicar a presença de sensores** nos vários processos de extração dos derivados de petróleo. Você percebeu que a presença e o tipo dos sensores estão relacionados com a produção desses derivados, monitorando pressões, temperaturas e vazões.

Dando continuidade no aprendizado deste processo, você irá, agora, entender como funcionam as partes do processo e como elas se relacionam. Isso é de grande importância para a sua carreira de responsável técnico desse processo, pois constantemente você irá se deparar com problemas para propor melhorias. **Assim, você precisará identificar na planta quem são os sensores, os atuadores e quais são as relações de malha de controle entre eles.**

Considerando o sistema de separação do refino de petróleo (Figura 1.7), a pressão da válvula de saída para a gasolina (um dos produtos) é mantida sob monitoramento através de um sensor. Além disso, é de suma importância para garantir a segurança que a temperatura da planta seja também aferida com sensores que devem ser instalados no nível associado ao produto desejado, como querosene, óleo diesel etc. na coluna de destilação.

Figura 1.7 | A separação dos produtos do refino de petróleo (os diferentes produtos têm diferentes pesos moleculares)



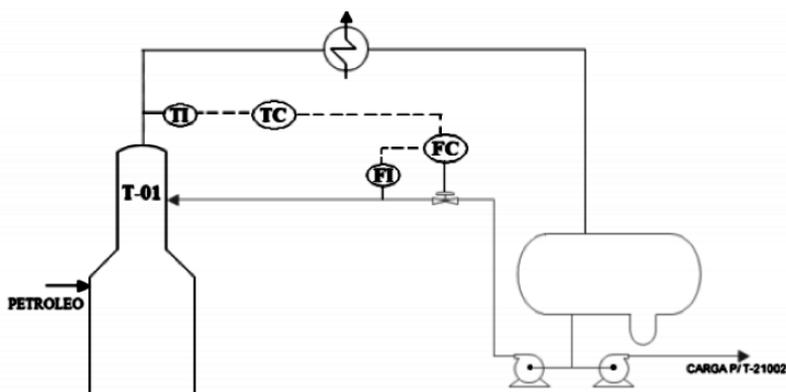
Fonte: <<http://mundoeducacao.bol.uol.com.br/quimica/refino-petroleo.htm>>. Acesso em: 14 out. de 2017.

Note que ao identificar uma variável que necessite ser regulada, haverá, associada a ela, um sensor e um atuador que influencie seu comportamento por meio de outra variável. Quando estiver analisando um processo complexo como o de destilação, haverá diversas situações como essa.

A nomenclatura desse tipo de diagrama será apresentada na próxima seção. Apesar disso, você já pode entender as relações que eles indicam. Sendo assim, na Figura 1.7, sua planta de análise desta situação-problema apresenta uma válvula cuja vazão é controlada usando-se a medida de vazão de entrada de um dos produtos na torre, e a temperatura é controlada a partir desse controle de vazão. A Figura 1.12 mostra que a torre desse processo é identificada como T-01; já o medidor de vazão, como FI; o medidor de temperatura, por TI; e os controladores de temperatura e vazão são identificados respectivamente como TC e FC.

Note que a válvula controla a vazão a partir de um medidor de vazão, formando uma malha de controle. O valor de vazão, por sua vez, é ajustado para permitir o controle de temperatura cuja medida da variável de processo está em uma outra malha de controle. Dessa forma, o ajuste da temperatura indica um ajuste de vazão através de duas malhas de controle.

Figura 1.12 | Sistema de controle de temperatura no topo de uma torre



Fonte: Silva (2009, p. 27).

Esse procedimento de análise pode ser aplicado para qualquer outro processo químico. Assim, quando estiver aprendendo sobre um processo, como primeira tarefa, tente delimitar sensores, atuadores e as relações de controle que eles realizam.

Solução de problemas com sensores

Descrição da situação-problema

Imagine que você trabalha como responsável técnico em uma planta de produção de etanol combustível, chamada popularmente de “destilaria de álcool”. Notou-se que a produção foi reduzida devido a um trocador de calor de um condensador que não está realizando a troca de calor necessária para o processo de produção do etanol acontecer na vazão desejada. Após verificar que seus tubos e bomba não apresentam problemas, uma possibilidade mais provável é que o controle do trocador não esteja funcionando corretamente por causa de uma leitura incorreta do sensor. Você decide, então, verificar o sensor. Quais características devem ser testadas? Por que testá-las?

Resolução da situação-problema

Ao avaliar os sensores, é necessário considerar as características essenciais que qualificam seu funcionamento. O sensor pode ser submetido, por exemplo, a uma variação artificial de temperatura que pode ser observada em seu mostrador ou por meio de um sistema supervisorio. Esta variação revelará se estão sendo respeitadas a faixa original, o tempo de resposta e a resolução. A variação revelará se estão sendo respeitadas a faixa original, o tempo de resposta e a resolução. No caso de leituras que permanecem nulas ou estão totalmente saturadas (no valor máximo possível), é provável que haja um problema na conversão analógico-digital. Se o sensor indica uma leitura ruidosa, ou seja, com grande oscilação, muito mais rápida do que as variações normais do fenômeno medido, é possível que haja interrupção de um dos terminais de conexão do sensor. Uma perda significativa na velocidade de resposta pode indicar que o material de que é construído o elemento transdutor (que converte a medida para tensão elétrica) do sensor está no fim de sua vida útil. Esses fatores devem ser observados quando da observação das medidas de um sensor suspeito e se aplicam à maioria dos tipos de sensores utilizados.

Assim, quando lidar com problemas de instrumentação, após isolados do processo outros diagnósticos, você sempre poderá começar seu raciocínio usando as características esperadas de sensores como guia.

Faça valer a pena

1. Em uma malha de controle de processo, as palavras *variável de processo*, *variável controlada* e *atuador* são usadas para descrever as relações entre as grandezas e os equipamentos de uma forma geral. Esses conceitos auxiliam o entendimento do processo e das funções relativas no desempenho.

Considerando um trocador de calor, quais podem ser, respectivamente, a variável de processo, a variável controlada e o atuador?

- a) Pressão, bomba hidráulica e temperatura.
- b) Temperatura, vazão de fluido e bomba hidráulica.
- c) Vazão de fluido, nível de fluido e aquecedor resistivo.
- d) Pressão, temperatura e aquecedor resistivo.
- e) Temperatura, pH e bomba hidráulica.

2. Um sensor de pressão mede variações de pressão de 0,5 atm até 5 atm. Para essa faixa de valores, produz-se um sinal de tensão de 1 a 5 V. Se for usado um conversor AD, o sensor produzirá sinais de tensão de 0 a 5 V e possuirá 10 bits de resolução.

Qual a resolução do equipamento de medida?

- a) 5,5 matm/bit.
- b) 3,0 matm/bit.
- c) 1,0 atm/bit.
- d) -2,0 matm/bit.
- e) 1,2 matm/bit.

3. Há diversos conceitos que podem ser usados para caracterizar um sensor no que diz respeito ao seu funcionamento desejado a alguma aplicação em particular. Muitas dessas características são fornecidas como valores numéricos nas cartas de calibração obtidas pelos fabricantes de sensores.

Sobre as características de sensores, é correto afirmar que:

- a) Zona morta diz respeito a valores após um fundo de escala de um sensor.
- b) Resolução é o número de vezes que um sensor pode indicar a mesma medida.
- c) Linearidade é a forma como os resultados são apresentados em um mostrador.
- d) Faixa de operação corresponde ao intervalo entre os limites superior e inferior de utilização de um sensor.
- e) Histerese é a tensão de alimentação de um sensor.

Seção 1.3

Sensores de instrumentação voltados às indústrias petroquímicas

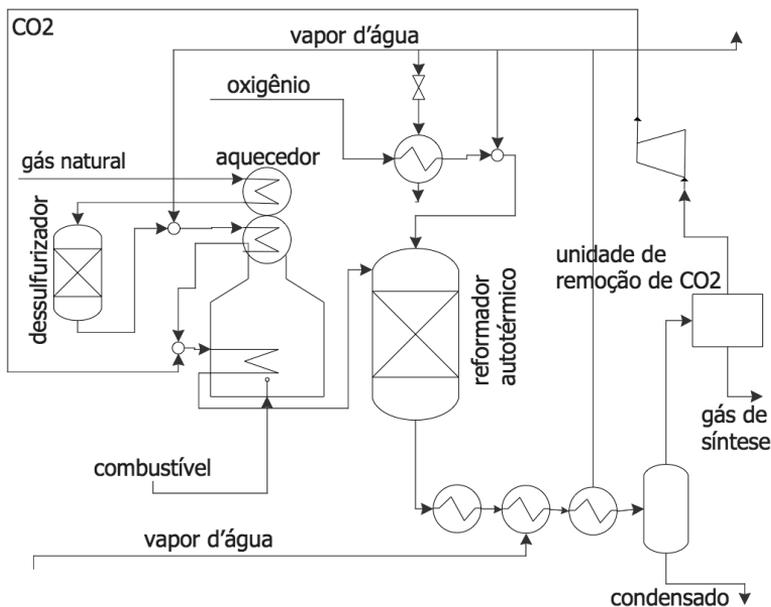
Diálogo aberto

Olá, você já conhece os principais componentes existentes em um processo químico, como sensores de temperatura, vazão, válvulas, trocadores de calor, entre outros. É hora de conhecê-los de uma forma mais organizada e entender uma especificação desses componentes quando entrar em contato com um processo, ou seja, identificar os tipos de equipamentos e suas funções na produção em qualquer indústria química. Isso será apresentado de forma sistemática, na qual utilizaremos a técnica de diagrama.

Você foi capaz de identificar as relações entre sensores e atuadores como forma de obter as malhas de controle. A identificação de equipamentos que estão em um processo e como eles se relacionam é uma tarefa com a qual você deve se habituar. Para caracterizar os muitos tipos de atuadores, os sensores e as malhas de controle que eles formam, você precisará de conhecimento técnico dos equipamentos mais comuns de uma indústria e também da linguagem usada na especificação de processos.

Nesse contexto, lembre que você é o responsável técnico de uma refinaria de petróleo e o material de que você dispõe corresponde aos diagramas de processo documentados por quem o projetou. Para qualquer melhoria futura nesse processo, será necessário entender os diagramas apresentados, identificar os equipamentos usados e também ser capaz de escrever seus próprios diagramas. Dentre as melhorias previstas pela refinaria, há a possibilidade de se usar gás natural encanado de uma fonte como insumo da produção. Devido a oscilações no preço do petróleo, às vezes a indústria utiliza uma técnica de produção do combustível líquido a partir do próprio gás. Esse processo é chamado de *gas-to-liquid* (GTL) pela síntese de Fischer-Tropsch (RAMOS, 2011), ilustrada na Figura 1.13.

Figura 1.13 | Processo *gas-to-liquid* (GTL) pela síntese de Fischer-Tropsch



Fonte: Ramos (2011).

O diagrama do processo de conversão do gás para líquido, ou seja, o processo de produção de combustível líquido a partir de gás natural lhe foi apresentado pelo seu chefe, como vemos na Figura 1.13. Quais equipamentos você consegue identificar? Vamos descobrir?

O conhecimento necessário para começar essa tarefa de identificar equipamentos em um processo e suas relações é o que abordamos nesta seção.

Bons estudos!

Não pode faltar

Olá! A essa altura dos seus estudos, você já deve ter se familiarizado com o funcionamento dos sensores em geral e com sua utilidade em processos. O passo agora é especificar variáveis críticas de um processo e variáveis de controle na forma como elas se relacionam com o processo através de diagramas.

Denominam-se variáveis críticas aquelas que são de importância fundamental para o processo, pois elas indicam o estado final de um produto. Além disso, estas variáveis são importantes para a

segurança do processo. Como exemplo desse tipo de variáveis tem-se a pressão que, ao atingir valores altos de sua medida, pode ocasionar falhas nos equipamentos.

Já as variáveis de controle são aquelas que podem ser alteradas por meio da ação de atuadores. Por exemplo, a vazão é uma variável que pode ter seu valor alterado por ação de válvulas, ou a temperatura, que pode ter seu valor alterado por meio de sistemas de resfriamento ou aquecimento.

Para indicar as variáveis medidas e as formas com que elas se relacionam em processos, tem-se a linguagem dos diagramas de processos. Os diagramas que descrevem os processos químicos são especificados por meio de normas internacionais, como a Norma Internacional de Simbologia e Nomenclatura de Instrumentação da Sociedade de Instrumentação da América (Instrumentation Society of America), a ISA 5.1 (TRIERWEILER, 2017); e a norma brasileira NBR 8190 (ABNT, 1983).

Esses diagramas representam o entendimento de todo o funcionamento no processo sem incluir as informações detalhadas de montagem e instalação de todos os equipamentos. As características de instalação são específicas das áreas envolvidas (elétrica, hidráulica, entre outras) e das características de fabricação e funcionamento de cada equipamento.

Os equipamentos também são divididos conforme tenham a função de medida e apresentação de uma variável, por exemplo: se servem para armazenar dados que são medidos ou se fazem parte de uma malha de controle. Além disso, os equipamentos podem ser também separados pelo tipo de grandeza que medem e pela forma como se comunicam com o restante do sistema controlado.

Antes de se ver uma tabela de símbolos e os equipamentos associados, pode ser mais interessante para construção desse conhecimento acompanhar um processo químico como exemplo. Nesse contexto, observe a Figura 1.14, que representa um sistema de precipitação da enzima bromelina. Essa enzima é encontrada em diversos vegetais e é extraída principalmente do abacaxi para aplicação na indústria de alimentos, como no amaciamento de carnes e na produção de produtos dietéticos, entre outras.

No processo apresentado na Figura 1.14, alguns dos símbolos mais comuns da nomenclatura de processos químicos estão presentes. O

maior elemento, que está ao centro, é um agitador de uma mistura de álcool e matéria bruta para que se extraia a bromelina como produto final. Esse agitador é representado por um tanque com uma jaqueta externa contendo propilenoglicol. Além disso, na figura existe também uma entrada de etanol, indicada por um tanque na substância no canto superior esquerdo. O fluxo de etanol é operado por uma bomba (bomba 1) e controlado por uma válvula manual para então ser depositada no agitador.

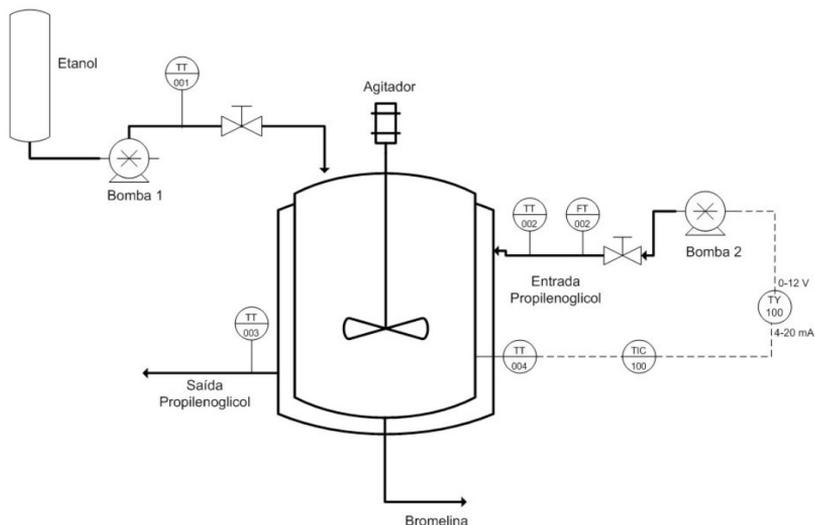
Após a bomba há um monitoramento de temperatura, indicado por um círculo com a sigla TT, que significa transmissor de temperatura.

Quanto à simbologia, o círculo significa que se trata de um sensor dedicado à leitura apenas dessa linha de fluxo, e a linha horizontal significa que sua leitura é acessível ao operador em uma sala de controle, onde estão disponíveis os dados sobre várias partes do processo. Ainda no mesmo símbolo, o número 001 abaixo da sigla TT, por exemplo, indica um número de série associado à linha de processo ou à malha de controle onde está acoplado, e esse número pode ser escolhido conforme normas internas da indústria. Note que também há um sensor de temperatura do mesmo tipo na saída de propilenoglicol.

Além desses elementos, perceba que há uma malha de controle para uma bomba (bomba 2). Um sensor de temperatura transmite sua leitura na forma de um sinal elétrico (indicado por uma linha tracejada) para um elemento controlador e indicador de temperatura (TIC). Esse elemento controlador tem o sinal de controle convertido por um elemento conversor (TY), que transforma o sinal de corrente de 4 a 20 mA fornecido pelo controlador para um sinal de tensão de 0 a 12 V para operação da bomba.

A bomba 2, por sua vez, produz um fluxo de propilenoglicol que tem sua temperatura monitorada (pelo sensor indicado TT-002). A sua vazão também é monitorada e transmitida, como indicado pelo sensor com a sigla FT-002, em que FT significa sensor e transmissor de vazão que têm suas informações transmitidas à sala de controle por meio das redes de comunicação industrial.

Figura 1.14 | Fluxograma do sistema de precipitação da bromelina



Fonte: Santos (2006).

Usando o caso citado como exemplo, os diagramas de processos químicos são interpretados por três elementos: símbolos de equipamentos, códigos de equipamentos e sinalizadores de fluxo.

Os símbolos de equipamentos indicam se o dispositivo mencionado é um sensor ou atuador e o tipo de variável a se controlar (por exemplo, nível, vazão, temperatura). Os códigos complementam a informação, informando qual foi a grandeza medida ou atuada e às vezes indicam o destino. Por exemplo, se serão enviadas para outro elemento da malha de controle, se serão apresentadas em um painel de supervisor ou se serão mostradas nos registradores. Já os sinalizadores mostram as relações entre os elementos do processo e de que tipo são essas relações.

O padrão de nome para os códigos de equipamentos de processo, também chamado tag ou tagname, é aconselhado pelas normas de instrumentação da seguinte forma: NN – XX – NN. As três partes do tag são, respectivamente, a área da planta onde se situa o equipamento, duas ou mais letras indicando o tipo de equipamento e sua função e um número sequencial para a localização do equipamento no processo. Por exemplo, um sensor indicado como 1 – TT – 302 é um transmissor de temperatura que está instalado em uma região da indústria denominada pelo número 1, e faz parte de uma malha de

controle indicada por 302. Esse número pode ser sequencial ou ter cada dígito indicado por uma lógica de divisões da própria indústria, por exemplo, cada dígito representa uma subárea ou a linha de um produto específico.

As letras para especificação do tipo de equipamento se dividem em duas partes: uma que especifica a variável lida; e mais uma ou duas outras, que são utilizadas para indicar quais são as funções do instrumento. Assim, as letras de identificação apresentadas após a primeira (variável lida) podem indicar funções de informação para o sensor, funções ativas para o instrumento ou complemento da explicação de função conforme mostra o Quadro 1.1. Quando se trata de equipamento do tipo atuador, pode-se usar também uma ou duas letras para identificá-lo.

No Quadro 1.1, pode-se ver, por exemplo, a sigla BRC, que representa o controlador e registrador de combustão, ou ERC, para um controlador e registrador de tensão.

Quadro 1.1 | Exemplos de combinações comuns dos códigos de equipamentos

Primeira letra	Variável inicial ou medida	Registrador	Indicador	Cedo	Válvula controle autoatuada
A	Análise	ARC	AIC	AC	
B	Queimador Combustão	BRC	BIC	BC	
C	Livre				
D	Livre				
E	Tensão	ERC	EIC	EC	
F	Vazão	FRC	FIC	FC	FCV FICV
FQ	Quantidade de vazão	FQRC	FQIC		

Fonte: Bojorge (2017, p. 73-75).



O padrão de nomes de equipamentos de processos permite que leiamos as funções de equipamentos nos diagramas e interpretemos seu uso. Alguns exemplos de códigos de letras para instrumentos são:

TIC – indicador e controlador de temperatura, em que T indica a leitura de temperatura (*temperature*); I: o equipamento indica o valor; e C: controlador de uma malha de controle para a variável e processo que mede.

LIC – indicador e controlador de nível.

Similar ao anterior, porém usando L para nível (*level*).

FIC – indicador de controlador de vazão.

Similar ao anterior, porém usando F para vazão (*flow*).

JIC – indicador e controlador de potência.

Similar ao anterior, porém usando a letra J para marcar potência (*jitter*).

LAH – alarme de nível alto.

A letra A aqui indica que se trata de um equipamento de monitoramento de variável crítica e que indicará um alarme quando um valor for atingido como limite superior. O limite é superior, como indicado pela letra H (*high*).

TAH – Alarme de temperatura alta.

Similar para temperatura.

SAL – Alarme de velocidade baixa.

Similar para velocidade (*speed*), porém um alarme que dispara quando o valor medido está abaixo de um limite (*low*), contrário de H.

LCV – válvula de controle de nível auto-operada.

A letra L é para a variável controlada, C é para informar que é operada por um controlador, e a letra V indica que se trata de uma válvula.

PR – dispositivo registrador de pressão.

A letra P é a variável de pressão e R indica que o dispositivo mantém registro das leituras.

PCV – Válvula de controle de pressão autoatuada.

A simbologia para equipamentos indica sua localização no processo ou em uma sala de controle e indica também seu uso e tipo, ou seja, se se trata de um instrumento dedicado ao processo, se é um instrumento compartilhado, um computador ou um controlador lógico programável. O Quadro 1.2 apresenta essas informações para alguns casos.

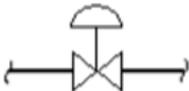
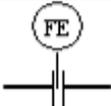
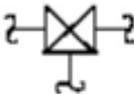
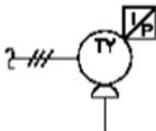
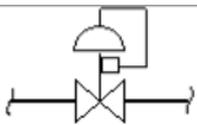
Quadro 1.2 | Simbologia para instrumentos indicando uso e localização

	No campo.	No painel principal de controle.	Atrás do painel principal de controle.	Painel local ou equipamento.
	Acessível ao operador (frente do painel).	Atrás do painel ou inacessível ao operador.	Acessível ao operador (frente do painel).	Atrás do painel ou inacessível ao operador.
Instrumento dedicado, discreto.				
Instrumento compartilhado.				
Computador de processo.				
Controlador lógico programável.				

Fonte: Bojorge (2017, p. 54).

Os símbolos de atuadores são basicamente válvulas que especificam o princípio de operação do atuador. É comum em diagramas menos detalhados que as válvulas sejam representadas por um mesmo símbolo geral, como visto no exemplo do Quadro 1.3.

Quadro 1.3 | Simbologia de atuadores

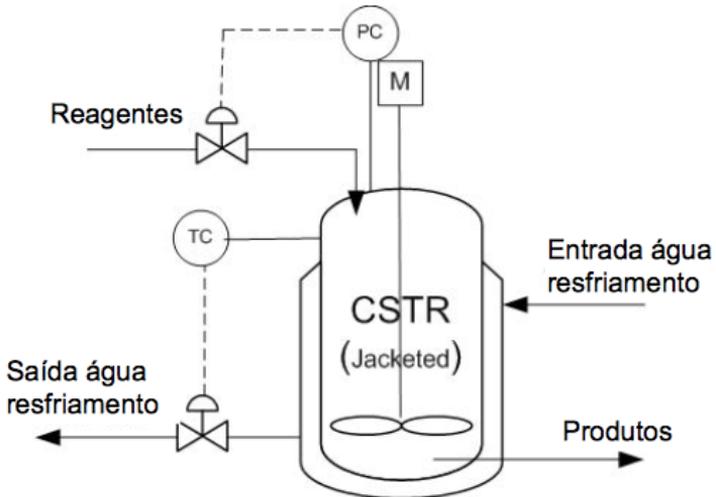
	<p>Símbolo geral de válvula.</p>		<p>Diafragma, retorno por mola ou atuador não especificado.</p>
	<p>Válvula ângulo (angular).</p>		<p>Válvula de controle com atuador pneumático.</p>
	<p>Válvula borboleta.</p>		<p>Placa de orifício com flange na linha de processo.</p>
	<p>Válvula rotativa (esfera).</p>		<p>Atuador manual.</p>
	<p>Válvula de três vias.</p>		<p>Atuador com conversor eletropneumático.</p>
	<p>Válvula globo.</p>		<p>Válvula com atuador a diafragma e posicionador.</p>

Fonte: <http://www.producao.ufrgs.br/arquivos/disciplinas/492_pei_3.pdf>. Acesso em: 14 out. 2017.



Considere um processo como mostrado na Figura 1.15:

Figura 1.15 | Exemplo de processo



Fonte: <<http://www.dee.eng.ufba.br/home/simas/Aula%20IV%20-%20Simbologia%20-%20pt2.pdf>>. Acesso em: 12 out. 2017.

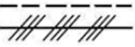
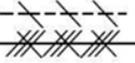
A Figura 1.15 ilustra um processo de refrigeração de um tanque por meio da utilização de uma camisa (*jack*). De acordo com o diagrama, descreva como funciona esse processo de resfriamento.

A água de resfriamento entra na camisa para resfriar o processo e é escoada para renovação e resfriamento mais rápido (de maior fluxo de calor) através do controle de uma válvula de saída. Essa válvula é operada de forma automática por um sinal elétrico que vem de um elemento sensor de temperatura com controle. Assim, com a temperatura maior, o controle de temperatura aumenta a vazão da água de refrigeração. Com a temperatura menor do que a desejada, diminui-se a vazão. Isso pode ser visto na simbologia do elemento sensor no círculo ilustrado com as letras TC e nos fluxos ligados a ele.

A indicação de variáveis críticas na forma de alarmes usa os mesmos símbolos dos equipamentos apresentados anteriormente no item Assimile acompanhados da letra A.

Outros símbolos presentes nos diagramas são os fluxos de fluidos e de informações, conforme o Quadro 1.4.

Quadro 1.4 | Fluxos nos digramas de processos químicos

	Suprimento ou impulso.		Sinal não definido.
	Sinal pneumático.		Sinal elétrico.
	Sinal hidráulico.		Tubo capilar.
	Sinal eletromagnético ou sônico guiado.		Sinal eletromagnético ou sônico não guiado.
	Ligação por software.		Ligação mecânica.
	Sinal binário pneumático.		Sinal binário elétrico.

Fonte: Bojorge (2017, p. 52).



Pesquise mais

Você teve contato com a simbologia de processos químicos. Veja que ela é rica em detalhes e a sua assimilação com fluência dependerá da utilização constante dela em projetos e trabalhos práticos.

Para saber um pouco mais sobre a nomenclatura de processos químicos, consulte as notas de aula do material *Simbologia e nomenclatura de instrumentação e controle*, da professora Ninoska Bojorge, do departamento de Engenharia Química e de Petróleo da Universidade Federal Fluminense. Disponível em: <<http://www.dee.eng.ufba.br/home/simas/Aula%20IV%20-%20Simbologia%20-%20pt2.pdf>>. Acesso em: 2 nov. 2017.

Os diagramas de processos químicos podem se tornar muito complexos e, portanto, difíceis de acompanhar. Logo, eles são mais utilizados como uma consulta para trabalhos cotidianos. Os projetos, geralmente, são especificados usando-se versões mais simples e genéricas desses diagramas.



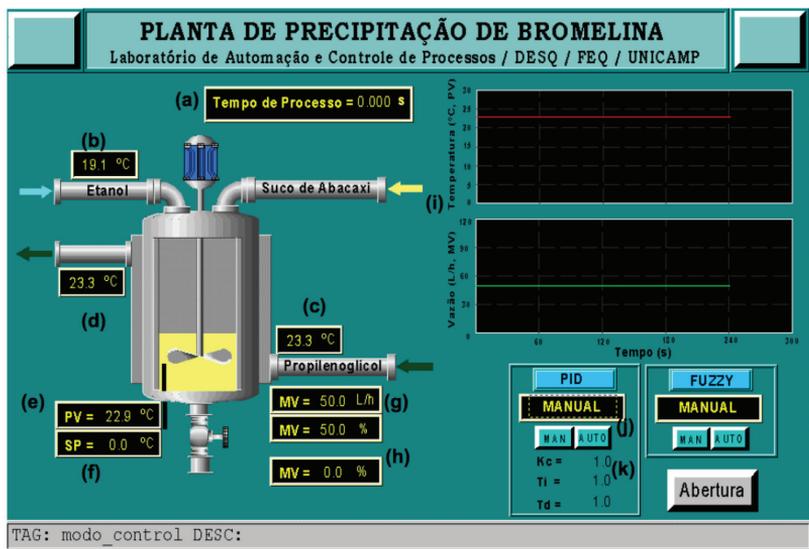
Refleta

Embora haja a sistematização dos diagramas de processos químicos, uma ferramenta muito presente no dia a dia das indústrias químicas é o sistema supervisorio.

No sistema supervisorio, a tela da interface apresenta as leituras, alarmes e controles. Isso tudo é apresentado de uma forma gráfica amigável. Assim, a própria apresentação do sistema supervisorio consiste em uma forma de documentação do sistema, uma vez que apresenta indicações dos equipamentos e processos.

No sistema supervisorio, as ilustrações em geral não seguem a simbologia padrão, mas são feitas como se fossem desenhos representativos da instalação, o que torna a visualização mais clara.

Figura 1.16 | Sistema supervisorio



Fonte: Santos (2006, p. 40).

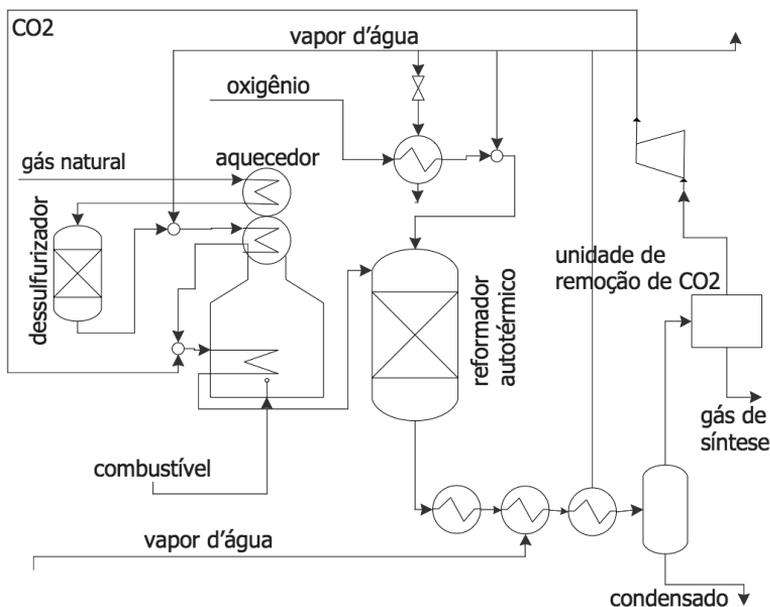
Essa representação acaba competindo com o diagrama em alguns contextos e é mais legível para não especialistas. Nesse sentido, é comum você encontrar a tela de um sistema supervisorío fazendo a função de um diagrama de processo no dia a dia.

Logo, uma questão sobre a qual você deverá pensar, enquanto profissional, é: em que situações os diagramas serão mais úteis e em que situações cotidianas uma simples consulta ao sistema supervisorío será suficiente?

Sem medo de errar

Você é o responsável técnico em uma refinaria de petróleo e o material de que você dispõe corresponde aos diagramas de processo documentados por quem o projetou. Dentre as melhorias previstas pela refinaria, há a possibilidade de usar gás natural encanado de uma fonte como insumo da produção. O diagrama do processo de conversão do gás para líquido, ou seja, o processo de produção de combustível líquido a partir de gás natural, lhe foi apresentado pelo seu chefe, de acordo com a Figura 1.13. Quais equipamentos do processo você consegue identificar?

Figura 1.13 | Processo *gas-to-liquid* (GTL) pela síntese de Fischer-Tropsch



Fonte: Ramos (2011).

Se você observar novamente a Figura 1.13, verá duas situações de uso de trocadores de calor: um compressor, um aquecedor funcionando com queima do gás natural e um reator.

Note o fluxo de gás natural usado para o dessulfurizador. O produto é aquecido novamente e passa para um reformador autotérmico com vapor d'água. O produto é passado por uma série de trocadores com vapor d'água para resfriamento. Esse produto é separado em uma parte condensada e uma parte ainda gasosa, que é comprimida e reintroduzida no processo.

Agora, você está apto a ter mais detalhes da divisão e individualização dos equipamentos, compreendendo os diagramas dos processos envolvidos. Ao ter conhecido os diagramas de cada um dos produtos da planta de refino, você percebeu que os fluxos de misturas podem ser individualizados apenas usando códigos como os descritos. Você descobriu também que por meio dos diagramas do processo é possível saber de forma prática qual variável foi lida ou controlada e qual tipo de equipamento foi usado.

Dessa forma, você está aumentando seu conhecimento com relação ao processo de refinaria de petróleo e está pronto a auxiliar sua equipe na melhoria proposta ao utilizar o gás líquido.

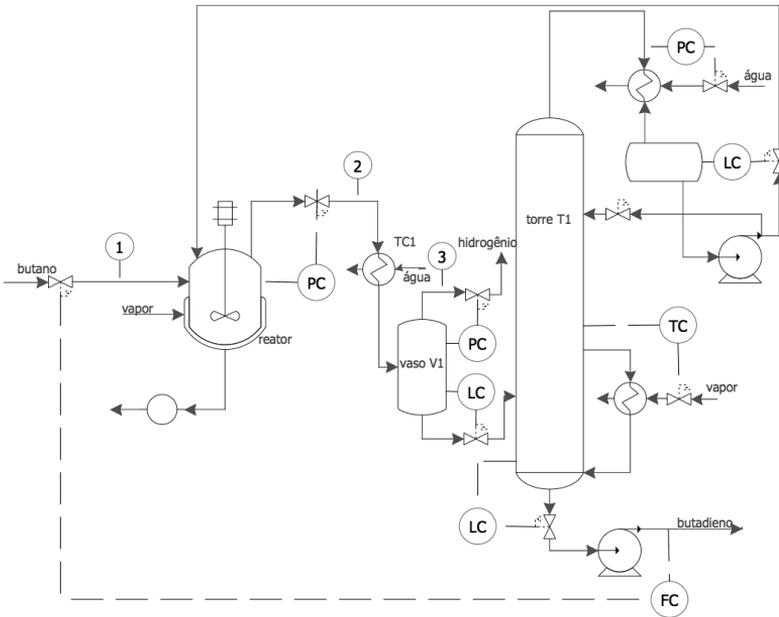
Avançando na prática

Entendimento de um processo químico em diagrama

Descrição da situação-problema

Imagine que você trabalha como responsável técnico em uma indústria de borracha. A borracha sintética é produzida pela polimerização do butadieno. Para realizar suas atividades, é fundamental o entendimento do diagrama que descreve o processo de produção do butadieno a partir do butano. Seu chefe lhe disponibiliza o diagrama desse processo da época em que foi projetado, como ilustra a Figura 1.17.

Figura 1.17 | Processo de extração do butadieno



Fonte: elaborada pelo autor.

Agora, com noções sobre a organização e os equipamentos presentes em processos químicos, o que você entende desse diagrama? Consegue localizar os equipamentos que compõem esse processo? Quais são as funções e tipos desses equipamentos?

Vale ressaltar que esse tipo de situação é bastante comum na vida profissional. Você não conseguirá dizer com exatidão tudo que ocorre no processo. Porém, conseguirá saber quais são as principais transformações que ocorrem, as variáveis medidas e controladas e as malhas de controle.

Resolução da situação-problema

O insumo de entrada do processo é o butano. O fluxo de entrada do butano na linha marcada com o número 1 é regulado por uma válvula, que é controlada por um sensor de vazão de placa de orifício na saída do produto final butadieno. O controlador de vazão é marcado com FC.

Em seguida, o butano entra em um agitador para reagir com produtos mais leves que saíram e foram bombeados a partir da

destilação fracionada. O reator é resfriado por vapor de água, fluindo na sua camisa.

O produto do reator tem a vazão controlada por uma válvula na linha 2, que é regulada por um sensor de pressão (PC) sobre o reator.

Esse produto passa por um trocador de calor (TC1) em que o líquido de trabalho é a água.

O resultado em temperatura mais baixa passa por um vaso de pressão. A parte líquida é exaurida por uma válvula com controle de nível de fluido (LC) e a parte gasosa é retirada por uma válvula com controle de pressão (PC) medida dentro do vaso. O produto leve exaurido na forma gasosa é o hidrogênio, expulso do processo.

A parte líquida é direcionada para uma torre de destilação (T1). O produto mais pesado da destilação é o produto desejado, o butadieno. O butadieno é retirado por um controlador de nível (LC) e comprimido por uma bomba.

As partes mais leves são comprimidas por uma bomba e resfriadas por um trocador de calor para serem reintroduzidas na destilação. Uma parte desses produtos é realimentada para o agitador no início do processo.

A leitura de processos como esse permitirá a você identificar funções dos vários tipos de equipamentos, correlacionando a realidade do processo com sua descrição.

Agora que você consegue interpretar diagramas e consultar a simbologia para auxiliar seu entendimento de um processo, seu conhecimento pode avançar ao descrever mais detalhadamente os tipos de sensores envolvidos na sua instrumentação. Como já vimos, os sensores são parte fundamental do controle de processos. Até a próxima!

Faça valer a pena

1. Um instrumento em um processo tem o código TIC-302. Sabemos que esse código deve especificar sua função e a variável de processo associada. Sobre esse código, é possível dizer que:

- a) Trata-se de um instrumento que mede e registra valores de temperatura em uma válvula operada manualmente.
- b) Trata-se de um instrumento automático para indicação e controle de temperatura.

- c) Trata-se de um sensor de pressão com saída analógica de corrente.
- d) Representa um trocador de calor de três vias.
- e) Indica um agitador com sensor de temperatura acoplado a uma rede industrial.

2. Os diagramas de processos contêm informações bastante específicas e permitem que interpretemos quase todo o funcionamento dos processos químicos de uma planta. Por isso, tais diagramas são uniformizados na norma NBR 8190.

Sobre esses diagramas, é correto afirmar que:

- a) Possuem informações detalhadas sobre a rede industrial usada na planta.
- b) Os números dos equipamentos não são de escolha livre e estão especificados na norma um a um.
- c) Os instrumentos apresentados com código têm apenas a informação de qual variável estão medindo.
- d) Os códigos de instrumentos contêm geralmente informação da variável de processo medida e da função do instrumento.
- e) As letras no código são colocadas em ordem alfabética de acordo com a instalação dos equipamentos.

3. Os diagramas de processos contêm informações bastante específicas e permitem interpretar quase todo o funcionamento dos processos químicos de uma planta. Por isso, tais diagramas são uniformizados pela norma NBR 8190. Sobre um equipamento indicador com o código LIC-100, é possível afirmar que:

- a) Trata-se de um equipamento indicador de medida de vazão.
- b) É um controlador de nível com indicador do valor de nível presente.
- c) É um transmissor de um valor lido de temperatura.
- d) É um elemento controlador de pressão sem indicação em mostrador.
- e) É um elemento controlador de nível sem indicação.

Referências

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 8190**: Simbologia de Instrumentação. Rio de Janeiro, 1983.

BOJORGE, Ninoska. **Simbologia e nomenclatura de instrumentação e controle**: notas de aula. Departamento de Engenharia Química e de Petróleo – UFF. Disponível em: <<http://www.dee.eng.ufba.br/home/simas/Aula%20IV%20-%20Simbologia%20-%20pt2.pdf>>. Acesso em: 12 out. 2017.

ELETROBRÁS. **Instrumentação e controle**: guia básico. Brasília: IEL/NC, 2008. Disponível em: <https://static-cms-si.s3.amazonaws.com/media/uploads/arquivos/Instrumentao_corrigido.pdf>. Acesso em: 1 set. 2017.

FOGAÇA, Jennifer Rocha Vargas. **Refino de petróleo**. s/d. Disponível em: <<http://mundoeducacao.bol.uol.com.br/quimica/refino-petroleo.htm>>. Acesso em: 14 out. de 2017.

FRANÇA, Fernando A. **Instrumentação e medidas**: grandezas mecânicas. Campinas: Unicamp, 2007. Disponível em: <http://www.fem.unicamp.br/~instmed/Instrumentacao_Medidas_Grandezas_Mecanicas.pdf>. Acesso em: 1 set. 2017.

RAMOS, André Luis Dantas, MARQUES, José Jailton, SANTOS, Vagner dos. **Atual estágio da tecnologia GTL e perspectivas para o Brasil**. Química Nova, v. 34. n. 10, p. 1704-1716, 2011.

SANTOS, Regina Lúcia de Andrade dos. **Controle e monitoramento em tempo real, de um processo de precipitação de bromelina utilizando comunicação digital fieldbus**. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Unicamp, Campinas, 2006. Disponível em: <http://repositorio.unicamp.br/jspui/bitstream/REPOSIP/266163/1/Santos_ReginaLuciadeAndradedos_M.pdf>. Acesso em: 13 out. 2017.

SEIDEL, Álysson Raniere. Instrumentação aplicada. 3. ed. Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria: Colégio Técnico Industrial de Santa Maria, 2011. Disponível em: <http://estudio01.proj.ufsm.br/cadernos_automacao/setima_etapa/instrumentacao_aplicada_2012.pdf>. Acesso em: 1 set. 2017.

SENAI-ES, **Instrumentação Básica I, Pressão e nível**. SENAI-ES, Vitória – ES, 1999. Disponível em: <<http://www.abraman.org.br/Arquivos/60/60.pdf>>. Acesso em: 7 out. 2017.

SILVA, Rafael Tobias da. **Aplicações da teoria de controle em uma refinaria de petróleo**: estudo de caso. Monografia (Conclusão de curso: Matemática Aplicada e Computacional) – Instituto de Matemática e Estatística, Universidade de São Paulo, 2009. Disponível em: <<https://www.ime.usp.br/~tonelli/TCC/rafael-tobias2009.pdf>>. Acesso em: 1 nov. 2017.

SMAR: Posicionadores e diagnósticos. Disponível em: <<http://www.smar.com/brasil/artigo-tecnico/posicionadores-e-diagnosticos>>. Acesso em: 31 out. 2017.

TRIERWEILER, Jorge O. **ENG07759 – Instrumentação da Indústria química: notas de aula**. Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. s/d. Disponível em: <http://www.producao.ufrgs.br/arquivos/disciplinas/492_pei_3.pdf>. Acesso em: 14 out. 2017.

Sensores e instrumentação em indústria petroquímica

Convite ao estudo

Olá! Bem-vindo de volta aos estudos de instrumentação industrial! Esse é o momento de nos aprofundarmos um pouco mais nos detalhes dos equipamentos mais importantes da instrumentação: os sensores. Você perceberá que há várias formas de obter uma grandeza física, por exemplo, utilizando outras grandes físicas, ou mesmo por meio das interações apresentadas entre elas.

Na unidade anterior, iniciamos nossa aprendizagem sobre a instrumentação industrial. Vimos os principais conceitos necessários ao entendimento dessa vasta área. Estudamos a importância e como estão inseridos os elementos em um processo industrial. Além disso, aprendemos como representar os diferentes tipos e funções dos equipamentos por meio da simbologia adequada em um controle de processo.

Nesta unidade, veremos como obter as principais grandezas físicas relacionadas ao processo das indústrias, em especial a química e petroquímica. Os processos que caracterizam as atividades de todas essas indústrias são realizados com exigências grandes de produtividade e segurança. Para a satisfação desses requisitos, quase todos esses processos envolvem automação e sensoriamento. Em palavras específicas, é preciso medir grandezas como nível, vazão, pressão, temperatura, dentre outras.

Neste contexto, lembre-se de que você é o responsável técnico recém-contratado em uma planta de refino de petróleo. Como você já entendeu as etapas do processo em funcionamento na unidade anterior, agora, está habilitado a observar mais de perto o que precisa ser medido. Ou seja, você

irá identificar onde e como medir as variáveis fundamentais ao bom funcionamento do processo, como a temperatura, a pressão e o nível.

Essas informações são relevantes, também, para a automação do processo e devem ser constantemente monitoradas por sensores. Vale dizer que o uso desses sensores não é totalmente livre e seu uso exigirá uma compreensão maior das propriedades do equipamento de medida, como a velocidade, a faixa de uso e a precisão. Daí a necessidade de conhecer alguns tipos de sensores para conseguir transitar entre diversos tipos de aplicações. Vamos começar?

Desejamos bons estudos!

Seção 2.1

Sistemas de instrumentação: pressão

Diálogo aberto

As indústrias química e petroquímica ocupam lugar fundamental na nossa sociedade e seus usos estão intimamente relacionados a uma infinidade de outras indústrias. A indústria de polímeros, em grande parte derivada da indústria petroquímica, está por toda parte produzindo novos materiais para equipamentos, roupas, embalagens, entre outros. A indústria de alimentos também utiliza alguns produtos da indústria química e, mesmo quando não o faz, usa técnicas semelhantes de processo.

Nesse contexto, os processos que caracterizam as atividades de todas essas indústrias são realizados na indústria contemporânea com exigências grandes de produtividade e segurança. Para a satisfação desses requisitos, quase todos esses processos envolvem automação e sensoriamento. Dentre as variáveis que precisam ser medidas como garantia da segurança industrial, temos a pressão. Sendo assim, nesta seção conheceremos os diferentes tipos e princípios de medidas dos sensores de pressão.

Para pôr este conhecimento em prática, considere que a empresa para a qual você trabalha possui um sofisticado sistema no qual serão apresentadas as variáveis medidas no processo. Entre as grandezas físicas já mencionadas nesse tipo de processo, a da pressão possui grande importância, pois os dutos que conduzem os fluidos têm sua segurança definida pelos níveis de pressão que podem suportar. Imagine que você precisa acrescentar um sensor de pressão que será usado no controle de vazão de saída de um dos produtos do processo de refino.

A relação vazão e pressão é muito comum em indústrias químicas, visto que durante a produção de compostos pode ocorrer a produção de gases, que se acumulam, resultando em um aumento da pressão local. Por segurança, a pressão é aliviada pela válvula de saída que regula a vazão dos gases acumulados, podendo um deles ser o produto desejado. Sendo assim, quais são as principais características que devem ser levadas em consideração para a especificação deste novo sensor de pressão?

Vamos aprender? Desejamos bons estudos e ótimo trabalho!

Não pode faltar

A palavra "pressão" é comum no vocabulário cotidiano de muitas pessoas em vários contextos. Ela descreve uma propriedade do ar ou de fluidos contidos em recipientes. A pressão também está associada ao fato conhecido de que seu valor varia com a altitude em relação ao nível do mar. Na física e na termodinâmica, trata-se de uma medida macroscópica das colisões das moléculas de um fluido com o ambiente onde ele está.

A pressão está associada à força feita por um fluido ao preencher algum espaço, e a forma de quantificá-la é através da força que ela exerce sobre as paredes do recipiente que a contém. Assim, os princípios de medida de pressão baseiam-se nisso. A unidade de medida de pressão no sistema internacional é o Pascal (Pa), que é igual a Newton por metro quadrado. Outras unidades comuns de medida são milímetros de mercúrio (mmHg), metros de coluna d'água (mH₂O), libras por polegada quadrada (psi – *pounds per square inch*) e bar (10⁵ Pa). É comum que diferentes indústrias usem unidades diferentes por questão de tradição e disponibilidade de aparelhos que, por sua vez, indicam um tipo particular de unidade.

A pressão como relação entre força e área é descrita pelo princípio de Pascal, que diz que pontos submetidos ao mesmo nível de altura do mesmo fluido estão necessariamente na mesma pressão. Ao usar a mesma pressão em pontos diferentes de um fluido sobre partes móveis de áreas diferentes, consegue-se obter multiplicadores de força ou medidores de pressão precisos.

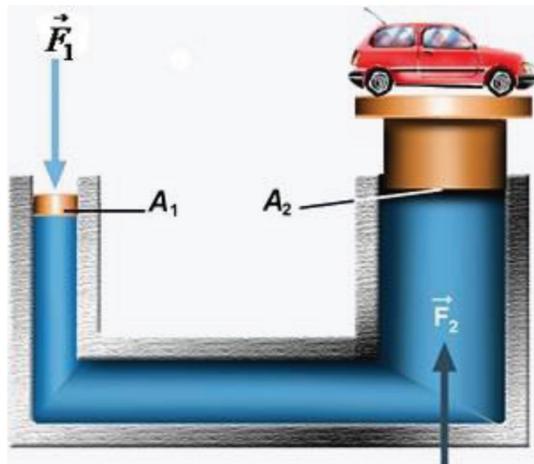
A relação entre pressão e força, considerando a relação entre força e área, é determinada pela Equação 2.1:

$$P = \frac{F}{A} \quad (2.1)$$

E o princípio pode ser usado para relacionar a mesma pressão em dois pontos com áreas diferentes:

$$\frac{F_1}{A_1} = \frac{F_2}{A_2} \quad (2.2)$$

Figura 2.1 | Princípio de Pascal da igualdade das pressões



Fonte: Santos (2017, [s/p]).

Ainda falando do princípio de Pascal, a força dentro de um fluido corresponde ao peso que as camadas superiores exercem sobre um ponto dentro dele. Ou seja, o peso sentido por unidade de área. Assim, em um ponto do fluido, a força dividida por área será a da pressão atmosférica (P_{atm}) acima do fluido, somada ao peso (massa – m , vezes a gravidade – g), dividida pela área sobre a qual se aplica a pressão (A), como na Equação 2.3:

$$P = P_{atm} + \frac{m \cdot g}{A} \quad (2.3)$$

Ao se separar a massa em densidade (ρ) e volume (V), pode-se delimitar a altura de fluido acima do ponto em questão em área (A) e altura (h).

$$P = P_{atm} + \frac{\rho V g}{A} = P_{atm} + \frac{\rho A h g}{A} \quad (2.4)$$

Isso leva a relação conhecida da pressão dentro de um fluido a uma profundidade conhecida.

$$P = P_{atm} + \rho g h \quad (2.5)$$

P_{atm} é a pressão atmosféricas do local onde está sendo realizada a medida. A pressão manométrica ou relativa é a pressão medida acima

da pressão atmosférica. Recebe esta denominação, pois o manômetro, instrumento medidor de pressão, faz a medida por comparação, ou relação, com a pressão local.

Vácuo ou pressão negativa é o nome que se dá ao valor de pressão abaixo da pressão atmosférica local.



Assimile

Alguns conceitos são fundamentais para nosso estudo da variável pressão:

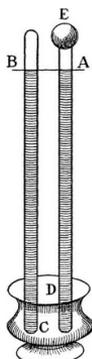
- Pressão atmosférica: pressão do ar local.
- Pressão relativa: valor de pressão medido em relação a um outro valor, ou seja, comparação entre as pressões de dois fluidos. É a forma de medida dos manômetros. Em geral, trata-se de medir alguma pressão em relação à atmosférica.
- Pressão negativa ou vácuo: valor de pressão medido que está abaixo da pressão atmosférica.

Ao medir a pressão, pode-se medir a força feita por um fluido imóvel ou em movimento em contato com um medidor. Essas duas formas de medida são princípios de medidores, chamadas **medida estática** e **medida dinâmica**.

O instrumento que mede a pressão atmosférica local é chamado "barômetro"; e o instrumento para medir a pressão relativa, ou seja, pressão acima da atmosférica, é chamado "manômetro".

Historicamente, o barômetro é o medidor de pressão original. Ele compara a pressão do ar com a força que ele pode exercer para elevar uma coluna de um fluido de densidade conhecida. As primeiras medidas de pressão foram feitas por Torricelli, como na Figura 2.2, usando a ideia da coluna de fluido. O fluido usado era o mercúrio, devido à sua alta densidade. Os testes incluíam usar seu aparato em diferentes altitudes para comparar as variações da pressão do ar, o que confirmou sua hipótese de que a pressão tinha origem na existência da atmosfera (WEST, 2013).

Figura 2.2 | Desenho de Evangelista Torricelli do barômetro



Fonte: <<https://www.chemistryworld.com/opinion/torricellis-barometer/1017293.article>>. Acesso em: 7 dez. 2017.

O barômetro, mostrado na Figura 2.3, em uso contemporâneo, pode usar o mesmo princípio de compara a pressão a altura de um fluido e, às vezes, a altura desse fluido serve como medida da pressão, como nas unidades de pressão apresentadas.

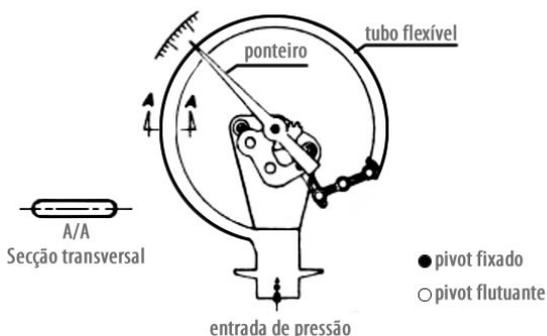
Figura 2.3 | Barômetro moderno



Fonte: Agnellous (2017, [s/p]).

O primeiro tipo de medidor de pressão relativa que se apresenta – e que é também muito comum – é o manômetro de Bourdon. É um medidor puramente mecânico, no qual a pressão de um fluido é canalizada por um duto fino em curva. A pressão move um pequeno êmbolo, que faz girar um ponteiro por meio de uma alavanca e engrenagem. O ponteiro indica um valor de pressão sobre um mostrador que geralmente pode ser girado para recalibrar o instrumento. Isso é apresentado na Figura 2.4.

Figura 2.4 | Manômetro de Bourdon



Fonte: <<http://www.salcas.com.br/image/data/pavblog/esquema-manometro-tipo-bourdon.jpg>>. Acesso em: 22 nov. 2017.

Os manômetros de coluna de fluido usam o princípio semelhante ao do barômetro original, comparando a pressão do ar com um outro fluido. Algumas construções distintas podem ser feitas a fim de melhorar a faixa de utilização do instrumento como sensor. Por exemplo, para medir com boa resolução uma grande variação de pressão, pode-se usar um manômetro de coluna inclinada, como na Figura 2.5.

Figura 2.5 | Manômetro de coluna inclinada



Fonte: Kimo (2017, [s/p]).

Ou, de forma contrária, caso se deseje um sensor capaz de medir grandes variações de pressão (com resolução menos precisa), pode-se usar o manômetro de tanque, sendo que há um aumento no diâmetro do tubo que reduz a variação da altura da coluna de fluido.

Figura 2.6 | Manômetro de tanque



Fonte: Kimo (2017b, [s/p]).

Outros tipos de manômetro são os de mola com pistão e fole. Como vemos na Figura 2.7, esses medidores funcionam contrabalanceando a pressão e a força que ela exerce por um elemento mecânico com força contrária. A faixa de uso desses sensores é determinada pela rigidez do elemento resistente. A sua aparência externa, porém, costuma ser semelhante a dos manômetros Bourdon citados.

Figura 2.7 | Manômetro de fole



Fonte: Ashcroft (2017, [s/p]).

De princípio semelhante é o medidor de diafragma. A pressão em um pequeno tanque deforma uma membrana flexível que empurra um indicador. Essa forma de medida é apropriada para variações pequenas de pressão e resolução.

Outros tipos de sensores de pressão são os piezoelétricos, potenciométricos, de deformação, capacitivos, entre outros. O sensor piezoelétrico baseia sua medição na deformação cerâmica que

produz uma medida de tensão correspondente. O sensor capacitivo afere a pressão por meio da variação da capacitância resultante do deslocamento das placas paralelas que formam este elemento, ocasionada devido à variação de pressão. Esses medidores têm a vantagem de realizar a leitura de pressão diretamente para um sinal de tensão elétrica, que pode ser convertido para modo digital.

Figura 2.8 | Sensor de pressão piezorresistivo



Fonte: <<http://www.tecnofluid.com.br/wp-content/uploads/2013/11/Transmissor-de-Press%C3%A3o-TTP-ST18.jpg>>. Acesso em: 22 nov. 2017.

Figura 2.9 | Sensor de pressão capacitivo



Fonte: <http://www.smar.com/images/index107_fig01.jpg>. Acesso em: 22 nov. 2017.



Pesquise mais

Para saber um pouco mais sobre outros tipos de sensores de pressão industrial, acesse o material *Curso de tecnologia do vácuo*, disponível em: <https://portal.if.usp.br/labdid/sites/portal.if.usp.br/labdid/files/medidores_0.pdf>. Acesso em: 28 out. 2017.

A escolha de sensores de pressão para aplicações é definida com base, em primeiro lugar, nas faixas de pressões esperadas. O manômetro de Bourdon é, em geral, indicado para faixas maiores de pressão, da ordem de 10^5 Pa. Medidores de fole e êmbolo com mola costumam funcionar em pressões até 10^3 Pa. Medidores de diafragma, por sua vez, costumam atingir pressões da ordem de $3 \cdot 10^2$ Pa. Relativamente, menores pressões também indicam resoluções mais precisas para os instrumentos.



Exemplificando

Considere um manômetro de Bourdon com faixa de operação nominal de 0,1 a 5 psi com uma precisão de 1% na escala de 2 a 5 psi e precisão de 2% entre 0,1 e 2 psi. Quais são os valores limites do valor real de pressão para uma medida que indica 2 psi?

A medida de 2 psi pode variar 2% para baixo e 1% para cima, de acordo com a especificação. Assim, $0,02 \cdot 2 = 0,04$ de variação para baixo e $0,01 \cdot 2 = 0,02$ de variação para cima. Logo, a medida real pode variar entre $2 - 0,04$ e $2 + 0,02$, ou seja, entre 1,96 e 2,02 psi.

O manômetro de Bourdon é o sensor mais comum na indústria, pela sua ampla faixa de operação e por ser totalmente mecânico. Sua construção é simples, porém robusta. Entretanto, não é facilmente adaptado a medidas automatizadas.

Os manômetros costumam ser abertos ao ar e em ambientes com concentração de poeira. Por isso, devem ser utilizados filtros na entrada de ar. Além disso, é recomendado que sejam instalados com uma válvula entre o fluido – cuja pressão é medida – e o instrumento. Assim, o instrumento pode ser trocado sem interrupção do processo, e também fica mais seguro caso haja alguma falha ou vazamento.

Diversas recomendações são específicas do modelo de medidor e, também, do fabricante. Procure sempre consultar o manual de forma completa.



Refleta

Uma vez que todos os medidores de pressão utilizam alguma forma do princípio de Pascal, o que significa a leitura de pressão em um caso de uma substância fluida, porém não homogênea?

Medidores de pressão em processos industriais costumam ser recalibrados anualmente. Porém, essa calibração é recomendada em laboratório especializado e é feita em um dispositivo que impõe uma medida de pressão ajustada por uma chave sobre um êmbolo para dois medidores simultaneamente: um de referência e outro que está sendo calibrado. O equipamento é mostrado na Figura 2.10.

Figura 2.10 | Equipamento para calibração de instrumentos de medida de pressão



Fonte: Coelho (2017, [s/p]).



Pesquise mais

Diferentes indústrias possuem diferentes famílias de medidores de pressão. Porém, em todas elas, é muito relevante saber consultar especificações técnicas e manuais. Como exercício, você pode consultar os manuais de sensores como o Ashcroft-Willy, por exemplo: *Manual de instalação, operação e manutenção: Linhas de manômetros analógicos de processo, industriais e de teste*.

Disponível em: <<http://ashcroft.com.br/manuais/instrumentos-pressao/manual-instalacao-operacao-manutencao-linha-manometros-processo-industriais-teste-analogicos.pdf>>. Acesso em: 31 out. 2017.

A medida de pressão é provavelmente a mais comum e importante na indústria química. Apesar de seu conceito físico ser simples e intuitivo, há diversos tipos de sensores dos quais você deve ter algum conhecimento para capacitar seu trabalho. Além disso, a parte mais importante do trabalho está ligada a estudar as especificações do equipamento sensor que for usar e respeitar suas especificações de instalação e calibração. Essas ideias também se repetem para os próximos tipos de sensores que você irá estudar.

Sem medo de errar

Você é o responsável técnico recém-contratado de uma planta de refino de petróleo que possui um sofisticado sistema no qual serão apresentadas as variáveis medidas no processo. Entre as grandezas físicas já mencionadas nesse tipo de processo, a da pressão possui grande importância, pois os dutos que conduzem os fluidos têm sua segurança definida pelos níveis de pressão que podem suportar.

Imagine que você precisa acrescentar um sensor de pressão que será usado no controle de vazão de saída de um dos produtos do processo de refino. A relação vazão e pressão é muito comum em indústrias químicas, visto que, durante a produção de compostos, pode ocorrer a produção de gases que se acumulam, resultando em um aumento da pressão local. Por segurança, a pressão é aliviada pela válvula de saída que regula a vazão dos gases acumulados, podendo um deles ser o produto desejado. Sendo assim, quais são as principais características que devem ser levadas em consideração para a especificação desse novo sensor de pressão?

As principais características que devem ser levadas em conta são sua comunicação com o elemento de controle e sua faixa de operação. Como se trata de um sensor para o controle de vazão, é razoável que a medida seja facilmente adaptada para leitura digital ou que o sensor contenha já um elemento conversor analógico-digital.

Figura 2.11 | Sensor de pressão digital com alarme



Fonte: <<http://www.rucken.com.br/wp-content/uploads/2011/11/RMD-420-PE1.pdf>>. Acesso em: 22 nov. 2017.

Você sabe que a faixa de pressão típica para produtos de petróleo, conforme informada pelo químico responsável pela planta do processo em que você trabalha, é de 980 a 3900 kPa. Tipicamente, para sensores

com faixas grandes de pressão como esse, considerações sobre a resolução e acurácia são menos relevantes, pois serão atendidas percentualmente.

Avançando na prática

Cavitação em sistemas de bombeamento

Descrição da situação-problema

Em um sistema de bombeamento, um problema comum é a cavitação. Ela ocorre quando a pressão em um ponto de sucção de uma bomba atinge valores tão baixos que o fluido bombeado entra em estado de vapor espontaneamente. Isso interrompe o fluxo do fluido e pode provocar danos à bomba. Embora esse problema deva ser evitado quando do projeto do sistema e dimensionamento da bomba usada e do ponto da sua instalação, ele pode ser contornado regulando-se o funcionamento da bomba através de um sensor de pressão. Como isso pode ser feito?

Resolução da situação-problema

Tipicamente, uma bomba é instalada próxima ao ponto mais baixo do fluxo de um sistema de bombeamento. A cavitação tende a acontecer na entrada da bomba, pois é o ponto de menor pressão do fluido durante seu caminho de vazão. Dessa forma, a solução mais direta é a instalação de um sensor de pressão um pouco antes da entrada da bomba. Esse sensor deve estar ligado a um controlador, que irá operar a velocidade da bomba, variando-a conforme um controlador regulado para um valor de pressão acima da pressão de vapor do fluido transportado.

Faça valer a pena

1. Os sensores de pressão têm uma função importante para a segurança de processos químicos. Processos que envolvem grande produção de calor em caldeiras e vasos de pressão precisam ser monitorados constantemente para que sejam evitados riscos de vazamento e até explosão.

Para garantir que o sensor de pressão funcione de forma segura nessas condições, é correto afirmar que:

- a) Um sensor de pressão, para segurança de uma instalação, tem a resolução como principal característica.
- b) Um sensor de pressão nunca deve ser colocado diretamente em uma válvula.
- c) É desejável que um sensor de pressão seja colocado com uma válvula para que possa ser substituído facilmente.
- d) Um sensor de pressão para segurança requer calibração mensal.
- e) Medidas de pressão para alarmes de segurança sempre são analógicas, e não digitais.

2. Os sensores de pressão podem apresentar diversos princípios de funcionamento. Sensores baseados em princípios piezoelétricos, indutivos, resistivos ou capacitivos possuem a vantagem de produzirem sinal de tensão elétrica a partir da pressão.

Qual é a vantagem em um sensor de pressão produzir a leitura baseada em um sinal de tensão?

- a) O sensor é mais seguro, pois não pode haver vazamentos.
- b) O sensor é construído com menores dimensões.
- c) O sensor funciona com menor gasto de energia.
- d) O sinal de tensão pode ser convertido para digital, o que facilita comunicação em rede industrial.
- e) O sinal de tensão pode ser apresentado em um mostrador com ponteiro facilmente.

3. Apesar de medidores de pressão baseados em altura da coluna de um fluido serem mais antigos, eles ainda são usados. O fluido pode ser mais ou menos denso, conforme a necessidade de maior ou menor sensibilidade, dado um espaço de duto para variação.

Para obter maior faixa de variação para um sensor de coluna de fluido, deve-se ter que tipo de fluido?

- a) Fluido com maior densidade, pois uma variação menor de sua altura representará maior variação de pressão.
- b) Fluido com menor densidade, pois uma variação menor de sua altura representará maior variação de pressão.
- c) Fluido com maior viscosidade, pois uma variação menor de sua altura representará maior variação de pressão.
- d) Fluido com menor viscosidade, pois uma variação menor de sua altura representará maior variação de pressão.
- e) Fluido com densidade igual a da água, que é o fluido mais denso à temperatura ambiente.

Seção 2.2

Sistemas de instrumentação: nível

Diálogo aberto

Olá, aluno! Enquanto você estuda instrumentação e os tipos de sensores disponíveis para aferição das diversas grandezas, é importante aprender as relações que eles têm com os processos e como eles podem ser otimizados. Na seção anterior, apresentamos os sensores de pressão, que têm particular importância na segurança dos processos.

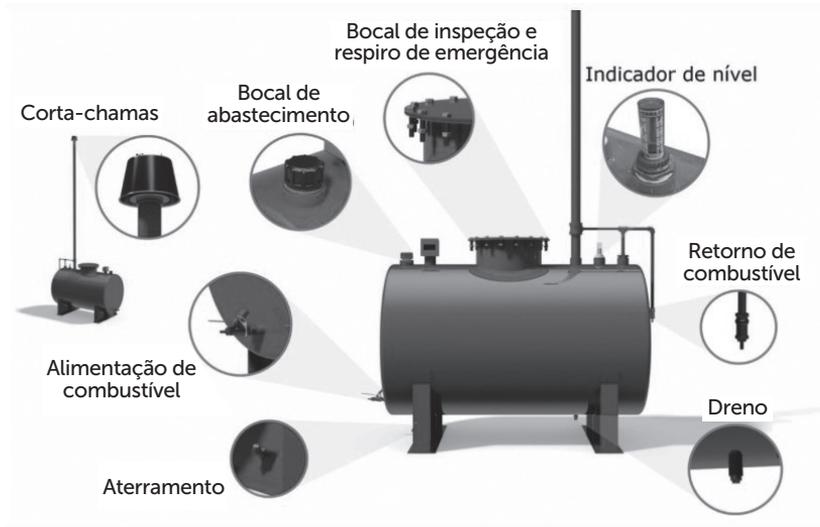
Neste momento, estudaremos os sensores de nível e como podemos relacioná-los com o volume contido em um recipiente. Os sensores de nível podem ser baseados em diversos princípios de medida, como a reflexão de ondas ou a pressão em um ponto abaixo da superfície. A relação entre o nível de um fluido e a sua quantidade total em um reservatório é importante e servirá de base para o estudo de controle de processos que veremos nas próximas unidades.

Para pôr este conhecimento em prática, considere que você é o responsável técnico em uma indústria de refino de petróleo e está monitorando a medida de nível de um tanque reservatório de produção de diesel, como mostra a Figura 2.12. O monitoramento do volume de combustível produzido é representativo da produtividade do processo. O indicador de nível de uma linha da produção está apresentando leituras aparentemente incorretas quando o tanque está perto de estar vazio. Quais soluções você pode propor para resolver essa situação?

Vamos descobrir?

Desejamos bons estudos e ótimo trabalho!

Figura 2.12 | Tanque de diesel e os equipamentos que o compõem



Fonte: Germek (2017, [s/p]).

Não pode faltar

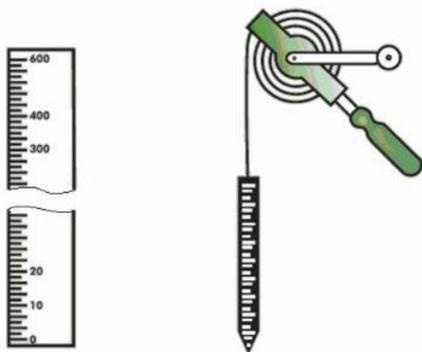
Mais um passo para você no estudo de instrumentação industrial, correto? Aos poucos, vamos montando o que você precisa para ter um conhecimento de processos químicos. Agora veremos o sensor de nível.

Um sensor de nível é um dispositivo utilizado para controlar líquidos ou sólidos granulados acondicionados em reservatórios, silos e tanques, abertos ou pressurizados. A medição em unidades industriais tem dois objetivos: a avaliação de estoque em tanque de armazenamentos e o controle de processos contínuos.

Há vários tipos de sensores de nível, que são caracterizados por aferirem o valor medido baseados em princípios físicos diferentes, como pressão e propagação de ondas. As medidas de nível costumam ser de três tipos: diretas, indiretas e descontínuas.

As medidas diretas são aquelas que acessam diretamente a superfície livre de um líquido, tomando como referência a posição do plano superior da substância medida. Nesse tipo de medição pode-se utilizar régua ou gabarito, visor de nível, boia ou flutuador, como mostra a Figura 2.13. Já as medidas indiretas são aquelas que aferem o nível indiretamente a partir de grandezas físicas, como pressão, condutividade elétrica, ultrassom, entre outras.

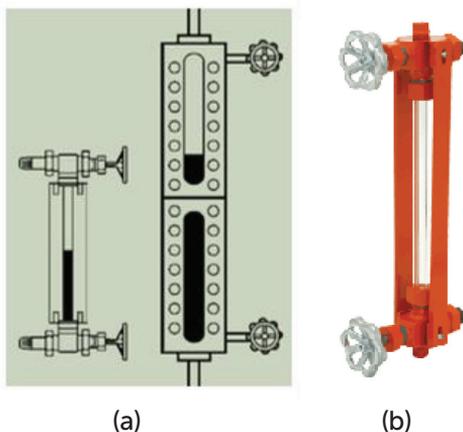
Figura 2.13 | Medidor de nível direto tipo régua



Fonte: adaptada de <<https://www.dca.ufrn.br/~acari/Sistemas%20de%20Medida/Material%20de%20sala%20de%20aula/Sistemas%20de%20Medidas%20e%20Instrumenta%E7%E3o%20-%20parte%203.pdf>>. Acesso em: 5 dez. 2017.

O tipo de sensor mais simples e antigo é o sensor de nível através de um mostrador, que usa o princípio de vasos comunicantes, isto é, o fluido é canalizado para outro recipiente menor através de uma válvula. O recipiente menor contém um mostrador para a quantidade de fluido. Em geral, para fluidos com movimentos suaves ou estáticos, os mostradores são precisos e mais econômicos do que a maioria dos outros. A grande desvantagem desse tipo de sensor é requerer uma instalação que altera as paredes do vaso que medem, pois exigem dois orifícios em posições distantes nas paredes do vaso, como ilustra a Figura 2.14.

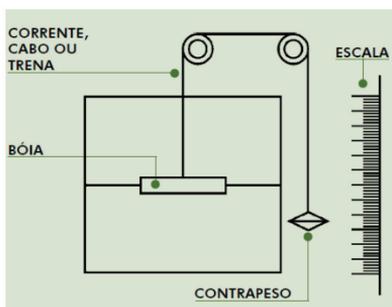
Figura 2.14 | Sensor de nível de vasos comunicantes (visor de nível): a) esquemático; b) real



Fonte: (a) Araújo (2009, p. 4); (b) adaptada de <http://www.plcmax.com.br/2013/05/medicao-de-nivel.html>>. Acesso em: 1 dez. 2017.

Outro tipo de medida direta de nível é o sensor de boia, ilustrado na Figura 2.15. A boia possui uma densidade menor do que a do fluido medido e acompanha a superfície livre do fluido. A subida e descida da boia opera um cordão que indica o nível em uma escala ou pode passar para um transdutor para uma indicação digital.

Figura 2.15 | Sensor de boia: (a) esquemático; (b) real



(a)



(b)

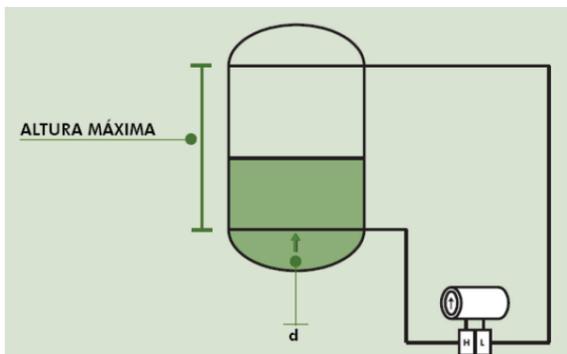
Fonte: Araújo (2009, p. 5).

Entre os sensores de nível de medida indireta, tem-se o sensor de pressão diferencial. Com esse tipo de sensor, é possível aferir a pressão por meio da diferença de pressão entre a parte superior e a inferior do vaso onde se encontra o líquido, como ilustra a Figura 2.16. A diferença de medida de pressão entre dois pontos é proporcional ao nível de fluido contido entre ambos, pela aceleração da gravidade e densidade do fluido. Ou seja, a relação é dada pela Equação 2.6.

$$\Delta p = \rho \cdot g \cdot h \quad (2.6)$$

Isto é, uma diferença de pressão em um fluido é o produto da densidade do fluido (ρ) pela gravidade (g) e pela altura entre dois pontos dentro do mesmo fluido (h). O produto de gravidade e densidade é também chamado de peso **específico** ($\gamma = \rho \cdot g$).

Figura 2.16 | Sensor de nível por diferença de pressão



Fonte: Araújo (2009, p. 8).



Exemplificando

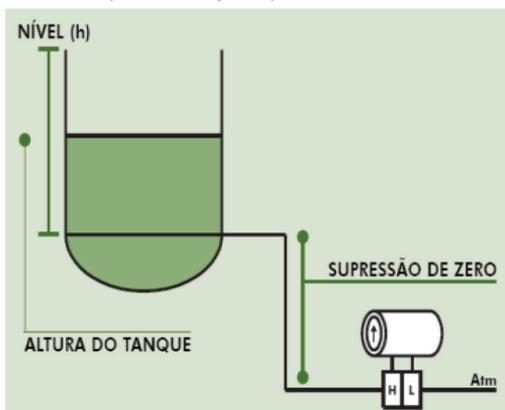
Um indicador de pressão apresenta leitura de pressão diferencial de 25 kPa medindo um óleo de densidade 780 kg/m^3 . Qual é a altura estimada para o nível de óleo?

$$H = \frac{25 \cdot 10^3}{780 \cdot 9,81} = 3,27 \text{ m}$$

A altura de fluido é 3,27 metros.

Além disso, uma medida de nível também pode ser obtida pela medida de pressão em apenas um ponto. Nesse caso, é considerada a pressão de referência como uma constante inicial a ser calibrada no medidor nível do fluido, como ilustra a Figura 2.17.

Figura 2.17 | Sensor de nível por diferença de pressão



Fonte: Araújo (2009, p. 7).



A medida de nível de um fluido pode ser relacionada com sua altura por meio da seguinte equação:

$$H = \frac{P - P_0}{\rho \cdot g}$$

Sendo H , altura do fluido, P a pressão medida, P_0 a pressão considerada como referência, ρ a densidade do fluido e g a aceleração da gravidade.

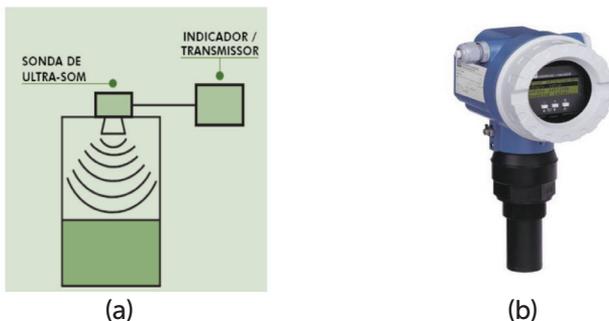
Outro sensor de nível indireto é o ultrassônico, bastante utilizado devido ao fato de que sua instalação não requer aberturas laterais no vaso que contenha o fluido. Ele será instalado na parte de cima, na superfície livre.

O princípio de funcionamento dos sensores ultrassônicos caracteriza na emissão de um pulso em frequência de ultrassom (frequências inaudíveis acima de 20 kHz). O pulso colide com a superfície livre do fluido e retorna para o sensor, que é equipado com um emissor e um receptor, como mostra a Figura 2.18 (a). A diferença de tempo entre emissão e recepção da primeira reflexão de pulso é o tempo de percurso do pulso. Este tempo corresponde ao dobro do tempo para percorrer a profundidade do nível livre do fluido. Ou seja, percurso de propagação da onda (d) é a sua velocidade (v) multiplicada pelo tempo entre sua emissão e reflexão, como mostra a Equação 2.7.

$$d = v \cdot t \quad (2.7)$$

Vale salientar que os sensores baseados no princípio de ultrassom devem ser instalados distantes das paredes dos vasos, para evitar que a primeira reflexão medida seja realizada por uma reflexão nas paredes internas.

Figura 2.18 | Sensor de nível por ultrassom: a) esquemático; b) real



Fonte: (a) Araújo (2009, p. 12); (b) Endress+Hauser (2017, [s/p]).



A medida de diferença de tempo entre um pulso emitido e um refletido em um sensor de ultrassom é 1,6 ms na superfície livre de um fluido contido em um tanque. Considere que acima da superfície livre existe a mesma composição de ar, sendo que a velocidade de propagação de ondas sonoras é de 340 m/s. Se a altura total efetiva do tanque é 2 m, qual o nível do fluido?

O tempo de pulso é o tempo de percorrer duas vezes a distância livre do tanque (1,6/2 = 0,8). Assim, a distância livre é determinada por:

$$d = \frac{340}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 0,425$$

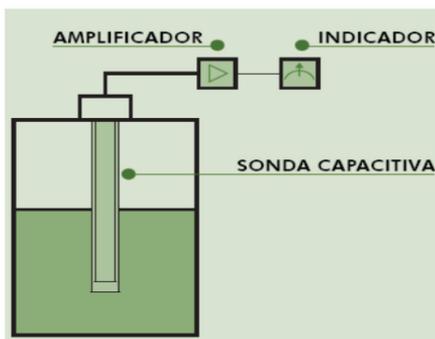
Se o tanque tem 2 m de altura, o nível do fluido é 2-0,425 = 1,575 m.

Além dos sensores já apresentados, a capacitância elétrica do conjunto fluido e ar também podem ser usados como princípio de medida de nível. A capacitância é uma medida de uma quantidade de carga elétrica acumulada em duas placas condutoras (de área A) separadas por meio de um material isolante (com constante elétrica ξ) com uma distância (d) entre elas, como mostra a Equação 2.8.

$$C = \frac{\xi A}{d} \quad (2.8)$$

Assim, ao se alterar a distância entre as placas com a presença do fluido ou o tipo do elemento isolante, a capacitância se alterará conforme a quantidade de fluido, como ilustra a Figura 2.19.

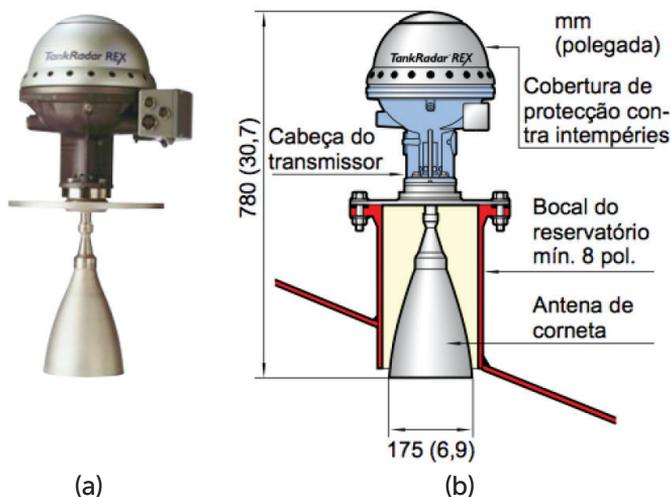
Figura 2.19 | Sensor capacitivo de nível



O princípio de medição de nível pelo tempo de reflexão de uma onda sobre a superfície livre do fluido pode também ser utilizado de outras formas além da medida com ultrassom, quando se consideram ondas eletromagnéticas em vez de ondas sonoras.

As duas outras formas de usar essa ideia são as dos sensores de nível via *laser* e radar. Esses sensores são calibrados usando-se uma diferença de tempo de resposta entre emissão e recepção de pulso de uma onda. No caso de sensor de nível via *laser*, trata-se de uma radiação de luz invisível direcional. Já no caso do sensor de nível por radar, trata-se um sinal de onda de rádio, ilustrado na Figura 2.20. Ambos possuem o mesmo princípio de medida com velocidades de resposta diferente.

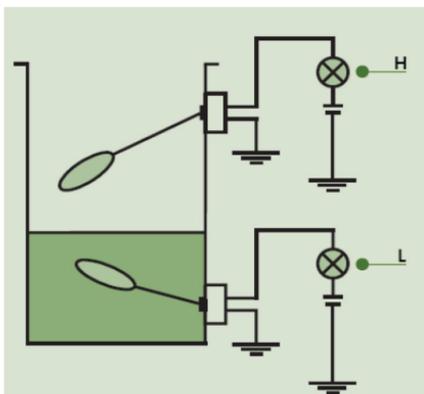
Figura 2.20 | Sensor de nível por radar: a) real; b) esquemático



Fonte: Rosemount (2007, p. 17).

Uma forma de nível menos precisa, porém simples e funcional, é a medida descontínua. Esses tipos de sensores, normalmente, utilizam indicação binária na presença de fluido, ou seja, indicam apenas a presença ou ausência de fluido em certo nível. Assim, instalam-se sensores em vários níveis, e a indicação de fluido é discretizada pelos níveis instalados. Esse tipo de sensor apresenta que o nível está acima ou abaixo de cada sensor e pode ser do tipo capacitivo, que marca apenas presença ou ausência de fluido, semelhante aos sensores de presença, ou do tipo boia, que aciona um nível pelo deslocamento da boia, como ilustrado na Figura 2.21.

Figura 2.21 | Medida descontínua de nível



Fonte: Araújo (2009, p. 18).



Pesquise mais

Existem diversos outros tipos sensores de nível industriais. Para saber um pouco mais sobre eles, acesse o *link* disponível em: <<https://www.dca.ufrn.br/~acari/Sistemas%20de%20Medida/Material%20de%20sala%20de%20aula/Sistemas%20de%20Medidas%20e%20Instrumenta%20E7%E3o%20-%20parte%203.pdf>>. Acesso em: 1 dez. 2017.

Vale salientar que, em uso industrial, para selecionar um tipo de sensor de nível, é importante considerar o custo do sensor e a instalação. Sensores que exigem válvulas para instalação costumam exigir maior custo de instalação.



Assimile

Os sensores de nível mais usados são os baseados nas seguintes medidas indiretas: de pressão, de ultrassom e de vasos comunicantes. Eles são escolhidos pela disponibilidade ou pelo custo.

É comum avaliar a resolução do sensor em termos do custo produtivo total ou do valor do produto operado pelo processo em questão, ou seja, se para um erro do tipo de leitura do sensor tem-se uma variação significativa da quantidade produzida em valor, então precisamos de um sensor mais preciso. Se uma variação da resolução do sensor não produz qualquer efeito sensível no valor ou mesmo na etapa seguinte do processo, então não precisamos de um sensor tão preciso.



Há diferentes princípios para aferição de nível em uma planta industrial. Em um processo petroquímico, quais são os sensores mais empregados e em qual parte do processo eles podem ser utilizados?

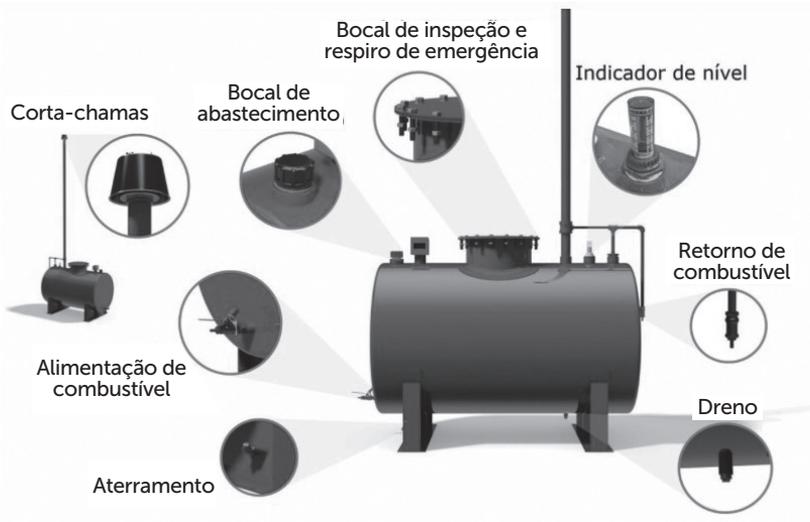
O uso de sensores requer uma leitura atenta dos manuais de fabricantes para determinar características de sensibilidade e variação. É preciso atentar para faixas de uso de temperatura, pressão, nível e, às vezes, condutividade elétrica do fluido que se mede. Esse cuidado evita a aquisição de um sensor que não mede bem um tipo de fluido ou que não atinge o tempo de resposta necessário para o acompanhamento de uma produção rápida, por exemplo.

Sem medo de errar

Uma das maiores utilidades da instrumentação é obter previsões para grandezas do processo. Para isso, é útil relacionar os vários tipos de grandezas medidas com grandezas que se deseja prever ou controlar.

Vamos considerar a situação em que você é o responsável técnico em uma indústria de refino e precisa melhorar a leitura de nível em um tanque de diesel, como mostra a Figura 2.12. O defeito apontado é uma leitura aparentemente incorreta para situações de um tanque quase vazio. Quais soluções você pode propor para resolver essa situação?

Figura 2.12 | Tanque de diesel e os equipamentos que o compõem



Fonte: Germek (2017, [s/p]).

Dado que o problema é a aferição do nível do fluido com tanque quase vazio, isto é, com pouco fluido a ser medido pelos instrumentos de medição, uma possível solução é a troca do sensor que aparentemente não realiza a medição por um sensor de nível indireto (do tipo pressão diferencial ou por diferença de pressão), que afere a variável pela diferença da medida do valor da pressão inferior e superior do tanque de diesel. Portanto, o sensor seria instalado na parte baixa do tanque e, por meio da pressão, seria estimado o valor do nível dessa região de forma mais precisa que a anterior.

Avançando na prática

Sensores de nível apropriados para aplicações diferentes

Descrição da situação-problema

Imagine que você é o responsável técnico de um processo numa indústria de petróleo que utiliza sensores capacitivos para medição de nível. Após um tempo de uso, o tanque foi limpo e reutilizado para armazenar um derivado de petróleo mais leve. A relação capacitiva se alterou completamente, de forma que os limites do intervalo de medida estão fora dos valores lidos pelo instrumento. O instrumento era instalado apenas com uma abertura na parte inferior do tanque. Quais são as considerações para a possível solução dessa situação?

Resolução da situação-problema

Devido à impossibilidade de medir o nível com o sensor anterior, será preciso medir com um novo sensor. Um colega de seu trabalho sugere utilizar um sensor capacitivo com faixa diferente de medida, que terá de ser calibrado para essa nova situação. Seu superior sugere outra situação possível, que é a de instalar um sensor de pressão que seja relacionado com a altura do fluido dentro do tanque, como o sensor de nível por pressão diferencial. Isso considera o fato de que havia apenas uma conexão inferior para o sensor. Outra solução que você pode considerar é o custo de abrir outro orifício no tanque. Isso o levará a escolher entre um sensor de nível baseado em pressão diferencial ou ultrassom.

Faça valer a pena

1. Sensores de nível são usados para medir a quantidade de uma substância armazenada em um tipo de tanque. Eles podem ser de vários tipos e com diferentes princípios de funcionamento, adaptados a aplicações diferentes. Constituem uma medida importante por estarem relacionados diretamente à produtividade dos processos químicos.

Uma medida frequentemente utilizada para medição de nível em sensores industriais é:

- a) Pressão.
- b) Temperatura.
- c) Dilatação.
- d) Expansão.
- e) Radiação térmica.

2. A medida de nível de um fluido pode ser obtida usando-se sensores que emitem um pulso e medem o tempo de retorno desse pulso até um receptor, considerando sua velocidade de propagação. Para isso, é necessário subtrair a metade da distância lida da altura útil do tanque, pois o pulso faz um percurso de ida e outro de volta.

Os tipos de pulsos usados em sensores do tipo descrito são:

- a) Piezoelétrico, ultrassônico e radar.
- b) Radar, laser e ultrassônico.
- c) Térmico, pressão e laser.
- d) Térmico, radar e ultrassônico.
- e) Empuxo, radar e térmico.

3. Os sensores de nível estão sempre presentes em processos químicos, pois são importantes para determinar e controlar quantidades de produtos e insumos. Ou seja, esses medidores são diretamente relacionados à produtividade, podendo ser de leitura direta ou indireta.

Assinale a alternativa que contém o sensor do tipo medida direta:

- a) Ultrassônico.
- b) Por peso.
- c) De pressão.
- d) Visor de nível.
- e) De radar.

Seção 2.3

Sistemas de instrumentação: temperatura

Diálogo aberto

Olá, aluno! Chegamos à última etapa do nosso estudo sobre instrumentação industrial. Vimos nas seções anteriores que, para satisfação da produtividade e segurança dos processos industriais, é fundamental o uso dos instrumentos de medidas que aferem e monitoram as grandezas físicas desses processos, ou seja, vimos que é indispensável a utilização dos sensores no controle dos processos industriais.

Nesse contexto, aprendemos sobre os sensores de nível. Vimos como podemos relacioná-los com o volume dos tanques, ou reservatórios, industriais. Além disso, entendemos os diferentes princípios de medida utilizados por esses instrumentos para aferição dessa variável de processo, tais como: reflexão de ondas, pressão diferencial, capacitância, dentre outros.

Já nesta seção, aprenderemos sobre os sensores de temperatura. Eles se caracterizam por serem um dos instrumentos mais utilizados no setor industrial, pois por meio deles podemos detectar falhas de processo. Sendo assim, descobriremos aqui as diversas formas de aferição e monitoramento da temperatura, ou seja, estudaremos os diferentes princípios físicos utilizados para medir essa grandeza. Além disso, veremos algumas das principais aplicações desse tipo de sensor na indústria petroquímica.

Sendo assim, para pôr todo esse conhecimento em prática, lembre-se de que você foi contratado como responsável técnico de uma planta de refino de petróleo. O sensor de temperatura de uma das linhas desse processo apresentou um defeito e precisa ser trocado. A falha consiste no fato de que a temperatura indica valores aparentemente corretos durante a primeira metade dos valores da faixa de operação. Contudo, a partir da segunda metade, os valores apresentados são cada vez mais discrepantes do que o esperado para essa aferição. Logo, o que deve ser considerado para o diagnóstico e solução desse problema? O que devemos considerar para substituição desse sensor? Vamos descobrir?

Desejamos bons estudos e ótimo trabalho.

Não pode faltar

Já estamos familiarizados com conceito de temperatura. No entanto, na prática, não sentimos diretamente a temperatura, mas, sim, o fluxo de calor entre regiões com diferentes temperaturas. Por isso, algumas formas de descrever a temperatura tratam essa grandeza física como um “potencial” de duas regiões trocarem calor, sendo que essa forma de energia sempre flui da região de maior temperatura para a menor.

Uma visão microscópica, com origem na termodinâmica, associa a temperatura com a agitação (ou movimento) das partículas que compõem uma substância. Contudo, a temperatura como grandeza a ser medida para aplicações industriais usa princípios indiretos, que não são aqueles da sua definição formal.

A maior parte dos sensores de temperatura baseia sua medição por um dos seguintes princípios:

- Dilatação térmica: grande parte dos materiais variam seu comprimento com a variação da temperatura, por meio de uma relação linear. Ou seja, a variação de comprimento se relaciona com a variação de temperatura por meio de uma constante chamada de coeficiente de dilatação térmica, como mostra a Equação 2.9.

$$\Delta C = \alpha \Delta T \quad (2.9)$$

Em que ΔC corresponde à dilatação do material, α corresponde à constante linear citada e ΔT refere-se à variação de temperatura.

- Efeito Seebeck: é a produção de uma diferença de potencial, ou tensão elétrica, entre a junção de dois condutores, ou semicondutores, composta por materiais diferentes quando eles estão a diferentes temperaturas.
- Resistência variável: a resistência elétrica varia com a temperatura por causa da dilatação térmica do próprio elemento e, por isso, frequentemente, os sensores de temperatura são classificados como sensor de dilatação. Estes podem ser divididos em dois tipos: os de coeficiente positivo, ou PTC (*positive temperature coefficient*, ou coeficiente de temperatura positiva), em que a

resistência aumenta com o aumento da temperatura; e os de coeficiente negativo, ou NTC (*negative temperature coefficient*, ou coeficiente de temperatura negativa), cuja resistência diminui com o aumento da temperatura.

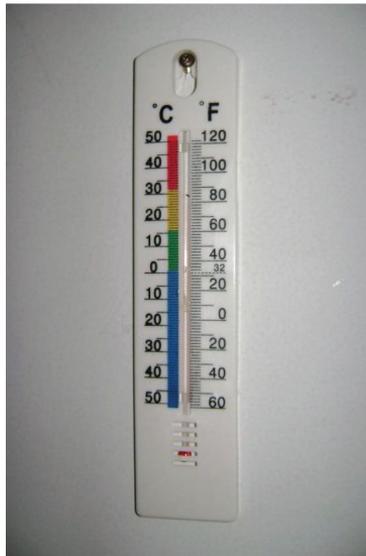


Assimile

Os sensores de temperatura são baseados nos princípios de dilatação térmica do material (variação linear do comprimento dos materiais com a variação de temperatura), efeito Seebeck (produção de potencial elétrico na junção de diferentes ligas condutores quando estão em diferentes temperaturas) e variação da resistência (podendo ser do tipo PTC e NTC).

O medidor de temperatura primordial é o termômetro, que é composto por uma escala graduada e um duto com fluido. À medida que a temperatura varia, o fluido dilata e essa dilatação pode ser medida pela escala graduada. Nesse tipo de sensor, é mais comum utilizar como fluido o mercúrio, que é um metal líquido a temperaturas próximas ao ambiente e possui uma dilatação significativa para variações de temperatura, o que o torna mais visível para medição com a escala graduada. Outros líquidos, como álcoois coloridos por tintas, são usados em termômetros menos precisos.

Figura 2.22 | Termômetro



Fonte: <<https://pt.wikipedia.org/wiki/Term%C3%B4metro#/media/File:Termometro.JPG>>. Acesso em: 15 nov. 2017.

Há sensores que utilizam a dilatação de um sólido como meio de aferir a diferença de temperatura. Em geral, esses tipos de sensores são formados por um elemento helicoidal que impulsiona um mecanismo indicador semelhante ao manômetro de Bourdon, que vimos na Seção 1 desta unidade. Esse tipo de sensor de temperatura é conhecido como termômetro capilar, e está ilustrado na Figura 2.23.

Figura 2.23 | Termômetro capilar



Fonte: <http://mtrind.com.br/img/fotos/serie_ftc/01.jpg>. Acesso em: 15 nov. 2017.



Refleta

A dilatação térmica é uma medida não linear na prática. Apenas se apresenta como variação linear para uma faixa limitada de temperatura. Em uma situação real, pode-se imaginar a dilatação térmica como descrita por um polinômio de ordem mais elevada da variação de temperatura. O uso desse tipo de raciocínio mais avançado dependerá da relação entre as precisões desejadas e a possibilidade de tratar as medidas do sensor com um microprocessador para usar uma relação mais complexa. Fazemos, então, uma pergunta: em um processo industrial, há muita divergência na medida se considerarmos as aferições dos sensores de temperatura de forma linear?

O sensor de temperatura que utiliza em seu princípio o efeito Seebeck é o termopar (do inglês, *termocouple*), ilustrado na Figura 2.24. É formado por dois metais distintos unidos em uma das extremidades. A depender do tipo de material utilizado na construção, o termopar apresenta diferentes faixas de operação, podendo ser classificado em diversos tipos, servem para diferentes ambientes, como apresentado na Tabela 2.1.

Figura 2.24 | Termopar



Fonte: <<https://www.omega.com/temperature/pdf/TC-NPT.pdf>>. Acesso em: 15 nov. 2017.

Tabela 2.1 | Alguns tipos de termopares

Tipo	Materiais	Faixa de operação OC	Características
K	Níquel-cromo/ níquel alumínio	-40 a 1000	Recomendáveis em atmosferas oxidantes ou inertes. Não devem ser utilizados em atmosferas redutoras ou sulfuradas.
J	Ferro/cobre- níquel	-40 a 750	Recomendáveis em atmosferas oxidantes, redutoras, inertes e no vácuo. Não devem ser utilizados em atmosferas sulfuradas.
T	Cobre/cobre- níquel	-40 a 350	Recomendáveis em atmosferas oxidantes, redutoras, inertes e no vácuo. Adequados para medições abaixo de zero.
S - R	Platina/platina- ródio 3%	0 a 1600	Recomendáveis em atmosferas oxidantes e inertes. Não devem ser usados abaixo de zero graus, no vácuo, em atmosfera redutora ou com vapores metálicos.
B	Platina-ródio 30%/platina- ródio 6%	600 a 1700	Recomendáveis em atmosferas oxidantes ou inertes. Não devem ser usados abaixo de zero graus, no vácuo, em atmosfera redutora ou com vapores metálicos. Mais adequados em altas temperaturas que o tipo S-R.

Fonte: adaptada de França (2007, [s/p]).

A seleção de metais, ou materiais, que compõem os termopares é normalmente feita com base nas condições de aplicação. Ligas metálicas relativamente baratas (com base em Fe, Ni, Cr etc.) podem ser usadas a temperaturas moderadas (até cerca de 1000 °C), mas, para temperaturas muito superiores (1500°C - 1700°C), são necessários termopares a base de ligas ricas em platina.



Pesquise mais

Vale salientar que a faixa de operação, ou atuação, de um sensor especifica quais são os maiores e menores valores da grandeza medida que podem ser aplicados ao sensor e, portanto, medidos. Por exemplo, na Tabela 2.1, o tipo T do termopar deve ser utilizado para situações cujos valores de temperatura devem variar de -40° a 350°C>.

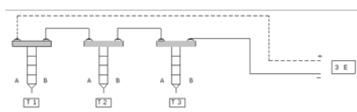
Para saber um pouco mais sobre outras especificações importantes dos sensores, acesse os *links* indicados.

Disponível em: <https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/3940563/mod_resource/content/1/01%20Introdu%C3%A7%C3%A3o%20a%20sistemas%20de%20medi%C3%A7%C3%A3o.pdf>. Acesso em: 13 dez. 2017.

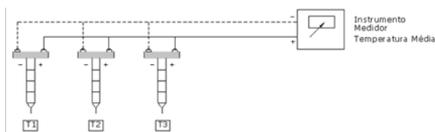
Disponível em: <<http://www.newtonbraga.com.br/index.php/eletronica/52-artigos-diversos/4888-art645>>. Acesso em: 13 dez. 2017.

Além disso, os termopares podem ser associados a fim de atenderem ao objetivo de medição cada tipo de indústria. Sendo assim, esse tipo de sensor pode ser associado: em série, quando se deseja ampliar o sinal elétrico gerado pelos termopares (Figura 2.25); ou em paralelo, quando se deseja obter a temperatura média em grandes distâncias, como em longos tubos, em que a precisão da leitura da temperatura não é muito importante.

Figura 2.25 | Associação de termopares: (a) série; (b) paralelo



(a)



(b)

Fonte: elaborada pelo autor.



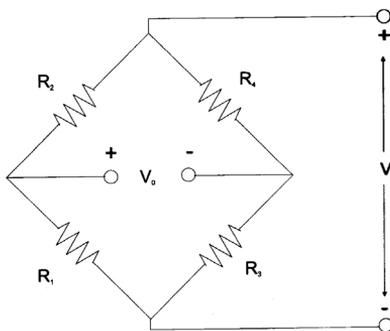
Exemplificando

Imagine um processo que requer um controle de altas temperaturas de um derivado de petróleo que é alcançado pós-destilação a temperaturas entre 800° e 1100° Celsius. Caso seja usado um termopar para a medida de temperatura, qual seria o tipo apropriado?

Na Tabela 2.1, observe os diferentes tipos de termopar. Um daqueles que possui a faixa de leitura que inclua os limites de 800° a 1100° Celsius é o tipo B. A faixa de aplicação do termopar tipo B é de 600° a 1700° Celsius e possui o terminal positivo de ródio e platina a 30% e o terminal negativo de ródio e platina a 6%. Outros tipos de termopar também poderiam ser escolhidos para essa faixa de operação, e o que definiria essa escolha é o local de aplicação desse sensor. Neste caso, para altas temperaturas, é mais recomendado o tipo B.

Outra forma de aferir a temperatura é por meio dos sensores de resistências variáveis que relacionam a variação da temperatura com a medida da resistência de um elemento, que é dada pela relação entre a tensão e corrente. Esta pode ser obtida usando-se a configuração de uma ponte de resistores com três resistores fixos, conhecidos e com maior precisão, como ilustra a Figura 2.26, e um quarto resistor, sendo o elemento que irá variar com a mudança de temperatura.

Figura 2.26 | Ponte para sensor de temperatura: uma das resistências pode ser calculada em função das outras em uma ponte com a tensão V_0 anulada



Fonte: elaborada pelo autor.

Além dos tipos de sensores já apresentados, são muito conhecidos no mercado os resistores com coeficientes positivos de temperatura, chamados RTD (*Resistance Temperature Detector*, ou detector de

temperatura por resistência) ou termorresistência. Dentre os diferentes tipos desse sensor, o mais utilizado é o Pt-100, que se caracteriza por ser uma termorresistência de platina que a 0° apresenta uma resistência de 100 Ω . Diferentes tipos de termorresistores podem ser vistos na Figura 2.27.

Figura: 2.27 | Pt-100, sensor de temperatura



Fonte: Novus (2017, [s/p]).

Outros tipos de sensores com princípios resistivos são os de coeficiente negativo de temperatura, chamados NTC (*Negative Temperature Coeficiente*, em português, coeficiente negativo de temperatura) ou termistores, ilustrados na Figura 2.28. Estes se caracterizam pelo fato de a resistência elétrica diminuir com o aumento de temperatura, geralmente de forma não linear, e por possuírem melhor sensibilidade em algumas faixas de temperatura. Além disso, esses tipos de sensores são muito usados para controlar a temperatura em dispositivos eletroeletrônicos, como alarmes, dissipadores de calor, ar-condicionado, dentre outros.

Figura 2.28 | Termistor (NTC)



Fonte: <<http://www.amwei.com/pima/copper%20ntc%20thermistor%20sensor.jpg>> Acesso em: 16 nov. 2017.



Na sua carreira, você verá diversos outros tipos de sensores de temperatura de aplicações menos comuns do que os aqui descritos. Um tipo de sensor com menor uso, porém importante, é o sensor de temperatura baseado em radiação infravermelha. Ele é utilizado em locais com temperatura elevadas e caracteriza-se por ser mais caro e menos invasivo ao processo, visto que mede apenas a radiação infravermelha que uma substância emite.

Dado seu princípio de medição, esses sensores podem detectar vazamentos em tubulação pela mudança de temperatura.

Para saber um pouco mais sobre esse tipo de sensor de temperatura, acesse os *links* a seguir:

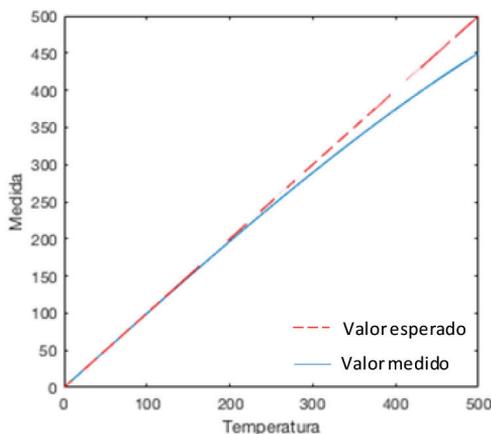
Disponível em: <http://www.fem.unicamp.br/~instmed/Temperatura_2.pdf>. Acesso em: 8 dez. 2017.

Disponível em: <http://www.anp.gov.br/site/extras/prh/docs/ANP_10anos/PRH_16.pdf>. Acesso em: 8 dez. 2017.

Sem medo de errar

Você é o responsável técnico em uma empresa de refino de petróleo que apresenta uma falha em um sensor de temperatura presente em uma de suas linhas do processo. A falha desse sensor consiste no fato de que a temperatura indica valores aparentemente corretos durante a primeira metade da faixa de operação. Contudo, a partir da segunda metade, os valores apresentados são cada vez mais discrepantes do, esperado para essa aferição, como mostra a Figura 2.29. Logo, o que deve ser considerado para o diagnóstico e solução desse problema? O que devemos considerar para a substituição desse sensor?

Figura 2.29 | Leitura de um sensor



Fonte: elaborada pelo autor.

Esse tipo de falha pode estar associado à fadiga mecânica dos componentes, ocasionada por uso intenso em faixa de operação acima do previsto nas especificações técnicas desse sensor. Por exemplo, os sensores de temperatura baseados em dilatação térmica poderão perder sua capacidade de medida em temperaturas elevadas quando solicitados de forma intensa um grande número de vezes. Numa situação como essa, pode-se optar por um sensor que tenha uma faixa de operação mais ampla, ou seja, que possui uma faixa de operação consideravelmente maior do que a realmente utilizada. Assim, evita-se o efeito de saturação, como o defeito apresentado em uma das linhas do processo da refinaria.

Avançando na prática

Associação de termopares

Descrição da situação-problema

A medida de temperatura de um produto de um processo químico pode ser crítica para sua produtividade. Imagine que você é responsável pela planta de produção em uma fábrica de sorvete cujas principais etapas de fabricação são a pasteurização, a homogeneização e o resfriamento. Na etapa de pasteurização, a temperatura está entre 69 a 71 °C; o sorvete flui em um tubo longo e, para possibilitar o escoamento do produto, é fundamental realizar o controle de temperatura dessa

etapa. Sendo assim, qual sensor de temperatura você, como técnico de projetos dessa fábrica, indicaria como uma boa solução de instrumentação?

Resolução da situação-problema

A etapa de pasteurização da fábrica de sorvete caracteriza-se pela aferição da temperatura em um longo tubo para o escoamento contínuo do produto. Sendo assim, uma boa indicação do sensor de temperatura para esse processo seria os termopares, que podem ser associados para mitigar as oscilações indesejadas no momento da medição. Nesse caso, por se tratar de um longo tubo, a associação de termopares em paralelo é indicada, visto que se deseja obter a temperatura média em grandes distâncias, isto é, a precisão da leitura da temperatura não é muito importante.

Faça valer a pena

1. A temperatura como grandeza a ser medida usa diferentes tipos de princípios físicos e, por isso, esse sensor, que é o mais utilizado nos processos, pode ser usado para a indústria petroquímica, em veículos, eletrodomésticos, instalações prediais, entre outros.

Sobre os tipos de sensores de temperatura, assinale a alternativa que apresenta um dos princípios de aferição deste elemento:

- a) Sensores que medem a massa de uma quantidade pequena de metal.
- b) Sensores que medem a tensão superficial entre dois tipos de fluido.
- c) Sensores que medem a dilatação de um elemento sólido.
- d) Sensores que medem a quantidade de calor trocado com o ar.
- e) Sensores que medem um campo elétrico de um fluido estático.

2. Termopares são sensores de temperatura simples, robustos e de baixo custo, amplamente utilizados nos mais variados processos de medição de temperatura. Esse tipo de sensor apresenta diferentes faixas de operação e pode ser classificado em diversos tipos, a serem usados em vários ambientes. Além disso, esse tipo de sensor é baseado no efeito Seebeck.

Sobre o efeito Seebeck, é correto afirmar que:

- a) Consiste na produção de uma diferença de potencial aproximadamente crescente de forma linear com a temperatura entre dois materiais diferentes.
- b) Acontece, de forma geral, em materiais isolantes.

- c) Consiste na diferença de potencial entre dois pontos de um elemento construído de uma liga homogênea.
- d) É usado para medir temperatura ou corrente elétrica.
- e) Consiste em uma corrente elétrica variável com a temperatura produzida em junções de materiais semicondutores.

3. Os sensores chamados NTC são precisos e sensíveis para medida de temperatura. São usados em muitos tipos de processos químicos, físicos, em áreas como medicina, regulação de temperaturas, veículos, projetos elétricos, sistemas de detecção e alarme contra incêndios, dentre outras situações. Sobre o funcionamento dos sensores NTC, é correto afirmar que:

- a) São chamados de sensores de resistência proporcional à temperatura.
- b) São baseados no efeito Seebeck.
- c) São um tipo especial de termopar para aplicações de precisão.
- d) São sensores de materiais especiais que têm a resistividade que decresce com a temperatura.
- e) São sensores baseados em dilatação térmica.

Referências

ARAÚJO, Márcio Valério de. **Sistemas de medida e instrumentação**: notas de aula. Universidade Federal do Rio Grande do Norte, 2009. Disponível em: <<https://www.dca.ufrn.br/~acari/Sistemas%20de%20Medida/Material%20de%20sala%20de%20aula/Sistemas%20de%20Medidas%20e%20Instrumenta%E7%E3o%20-%20parte%203.pdf>>. Acesso em: 6 nov. 2017.

ASHCROFT. **Manômetro de fole**. Disponível em: <<http://www.directindustry.com/pt/prod/ashcroft/product-7297-510217.html>>. Acesso em: 27 out. 2017.

_____; WILLY. **Manual de instalação, operação e manutenção**: Linhas de manômetros analógicos de processo, industriais e de teste. Disponível em: <<http://ashcroft.com.br/manuais/instrumentos-pressao/manual-instalacao-operacao-manutencao-linha-manometros-processo-industriais-teste-analogicos.pdf>>. Acesso em: 31 out. 2017.

COELHO, Marcelo Saraiva. **Técnicas de medição de pressão-notas de aula**. Universidade Federal do Rio Grande do Norte – UFRN. Disponível em: <<http://www.ebah.com.br/content/ABAAAAMuEAC/tecnicas-medicao-pressao>>. Acesso em: 30 out. 2017.

COLOMBAROLI, Pedro Lucio Stefani. **Sistema de detecção de vazamento em dutos de petróleo**. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/site/extras/prh/docs/ANP_10anos/PRH_16.pdf>. Acesso em: 8 dez. 2017.

DANTAS NETO, Afonso Avelino; GURGEL, Alexandre. **Refino de petróleo e petroquímica**. Disponível em: <http://www.nupeg.ufrn.br/downloads/deq0370/curso_refino_ufrn-final_1.pdf> Acesso em: 22 nov. 2017.

DRIEMEIER, Larissa; ALVES, Marcílio; MOURA, Rafael. **Aula Introdutória**. Disponível em: <https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/3940563/mod_resource/content/1/01%20Introdu%C3%A7%C3%A3o%20a%20sistemas%20de%20medi%C3%A7%C3%A3o.pdf>. Acesso em: 13 dez. 2017.

ENDRESS+HAUSER. **Ultrasonic measurement time-of-flight prosonic FMU40**. Disponível em: <<https://www.za.endress.com/en/Field-instruments-overview/level-measurement/Ultrasonic-Prosonic-FMU40>>. Acesso em: 5 nov. 2017.

FRANÇA, Fernando A. **Instrumentação e medidas: grandezas mecânicas**. Campinas: Unicamp, 2007. Disponível em: <http://www.fem.unicamp.br/~instmed/Instrumentacao_Medidas_Grandezas_Mecanicas.pdf>. Acesso em: 1 set. 2017.

GERMEK. **Tanques de combustível para bombas de incêndio a diesel**. Disponível em: <<https://hidromecanicagermek.com.br/bombas-de-incendio/tanques-de-combustivel-para-bombas-de-incendio-a-diesel>>. Acesso em: 5 nov. 2017.

KIMO. **Manômetro de tubo inclinado com tanque**. Disponível em: <http://www.directindustry.com/pt/prod/kimo/product-11846-1252599.html#productitem_1252591>. Acesso em: 27 out. 2017.

_____. **Manômetro de tubo inclinado**. Disponível em: <<http://www.directindustry.com/pt/prod/kimo/product-11846-1252599.html>>. Acesso em: 27 out. 2017.

LKS. **Level switch**. Disponível em: <https://lkswest.en.ec21.com/Level_Switch_Float_Switch_Level-6793808_6795335.html>. Acesso em: 6 nov. 2017.

NOVUS. **Termorresistências Pt-100**. Disponível em: <https://www.novus.com.br/downloads/Arquivos/folheto_pt100.pdf>. Acesso em: 15 nov. 2017.

ROSEMOUNT TANK GAUGING. **Tankradar Rex**: Sistema de indicação de nível de alta precisão Descrição Técnica. 3. ed. Rosemount Tank Gauging, 2007. Disponível em: <http://www2.emersonprocess.com/siteadmincenter/pm%20rosemount%20tank%20gauging%20documents/rex_tech_n_ed3_revq_703010_po_web.pdf>. Acesso em: 7 nov. 2017.

SAGGIN, Adagir et al. **Sensores de nível**. Blumenau: Senai, 2012. Disponível em: <<http://www.ebah.com.br/content/ABAAftFsAD/trabalho-sensores-nivel>>. Acesso em: 7 nov. 2017.

SANTOS, Marco Aurélio da Silva. **Princípio de Pascal**. Disponível em <<http://brasilescola.uol.com.br/fisica/principio-de-pascal.htm>>. Acesso em: 31 out. 2017.

UNICAMP. Faculdade de Engenharia Mecânica. **Termômetros de radiação**. Disponível em: <http://www.fem.unicamp.br/~instmed/Temperatura_2.pdf>. Acesso em: 8 dez. 2017.

USP. Instituto de Física. **Curso de tecnologia do vácuo**. Disponível em: <https://portal.if.usp.br/labdid/sites/portal.if.usp.br/labdid/files/medidores_0.pdf>. Acesso em: 28 out. 2017.

WEST, John B. Torricelli and the ocean of air: the first measurement of barometric pressure. **American Physiological Society**, 28(2), p. 66-73, mar. 2013.

WIKIMEDIA COMMONS. **Modern Aneroid Barometer**. Disponível em: <https://commons.wikimedia.org/wiki/File:Modern_Aneroid_Barometer.jpg>. Acesso em: 29 out. 2017.

Fundamentos sobre controle de processos industriais

Convite ao estudo

Seja bem-vindo à terceira unidade deste material didático. Nesta unidade serão introduzidos os conceitos de controle de processos. Por processos, podemos englobar qualquer método de fabricação de um produto. Dificilmente, ao olharmos a nossa volta, não nos deparamos com algo industrializado. Cada um desses produtos industrializados passou por algum processo no qual suas variáveis, como pressão, temperatura, vazão volumétrica, entre outras, foram firmemente controladas para que o resultado final pudesse ser utilizado por você e por mim. Podemos tentar imaginar a complexidade e a gama de processos pelos quais cada objeto a nossa volta foi submetido. Essa linha de raciocínio se torna mais fascinante ainda se formos regredindo até chegar nas matérias primas desses produtos. Cada variável controlada do processo, em algum momento, direta ou indiretamente, passou pelas mãos de um profissional com conhecimento em Sistemas de Controle para projetar, construir ou mesmo validar esses processos de fabricação. Ao longo desta unidade, você tomará conhecimento dos fundamentos dessa extensa teoria, a fim de prepará-lo para o mercado de trabalho, que cada vez se torna mais exigente e mais ávido por processos de fabricação automatizados.

Ao longo da unidade, trabalharemos com um item muito comum e indispensável nos processos de indústrias petroquímicas e farmacêuticas: o controle de nível de um tanque. O tanque é indispensável, pois é por meio do controle de seu nível que se efetua o "balanço de massa" das plantas industriais. Além disso, você conhecerá os fundamentos

necessários para entender o problema do controle de nível de um tanque e defini-lo a fim de que seja possível entender o que cada variável significa na hora de resolvê-lo. Por exemplo, qual a arquitetura de controle mais indicada para se realizar o controle de tal elemento? Graficamente, como podemos descrever o problema e manipulá-lo? Como podemos simular o controle de nível do tanque a fim de prever seu funcionamento? Ao final desta unidade, você terá a competência para responder essas e outras questões complexas e importantes acerca de controle de processos.

Seção 3.1

Introdução a controle de processos

Diálogo aberto

O nível de automação dos processos produtivos das empresas e indústrias vem acelerando ao longo dos anos. *Hardwares* e *softwares* mais potentes e muita conectividade se alastraram para (provavelmente) todos os tipos de processos produtivos. Mas como toda essa automação é realizada? Quais seriam os princípios básicos necessários para entender os processos, analisa-los e ter a capacidade de controlá-los? Nesta seção, começaremos a responder a essas perguntas. Será introduzido o conceito de controle de processos, o que são variáveis de controle de processos, inclusive, veremos como se comporta a dinâmica de um processo industrial e de quais maneiras ela pode ser modelada. Ao final, você conhecerá quais são os tipos de sistemas de controle mais utilizados na indústria.

Começaremos também a tratar do problema do controle de nível, assunto muito importante no dia a dia de indústrias petroquímicas, pois, com sua utilização, pode-se alcançar o isolamento de efeitos dos escoamentos fluidicos de uma parte da planta industrial em relação a outra. Este isolamento é importante, pois facilita o controle das variáveis de outros elementos, diminuindo o aparecimento de distúrbios indesejados e, talvez, imprevisíveis, que podem ter efeitos problemáticos (ou catastróficos, dependendo do fluido em questão) para a planta. Também, vamos responder a algumas perguntas simples:

- Quais as variáveis de estado de um controle de nível?
- Qual seria um sistema de controle indicado para se controlar o nível de apenas um tanque? E de um sistema de vários tanques?

Acompanhe o conteúdo desta seção para descobrir.

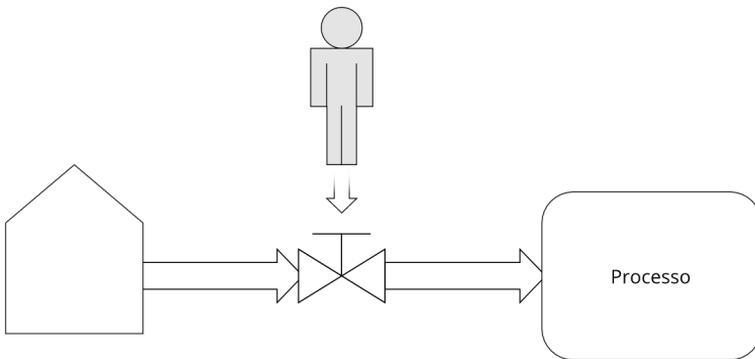
Bons estudos!

Não pode faltar

Para qualquer tipo de empresa, em especial para indústrias petroquímicas, o desempenho de um processo de fabricação é de grande importância, pois tem impacto direto em suas finanças. Atualmente, não é difícil imaginar que a maioria dos grandes processos que empresas e indústrias realizam são automatizados, mas ainda assim, encontramos bastante intervenção humana para supervisionar, adaptar ou mesmo atuar diretamente, como parte integrante do controle do processo.

O estudo de Sistemas de Controle tem como objetivo controlar e automatizar processos da melhor maneira possível, ou seja, para que a planta opere dentro de seus limites desejáveis, e, se possível, com pouca (ou nenhuma) necessidade de intervenção humana. Suponha um sistema simples como o ilustrado na Figura 3.1.

Figura 3.1 | Exemplo abstrato de controle de processo com interferência humana



Fonte: elaborada pelo autor.

O processo em questão tem como entrada a vazão de um líquido que vem de alguma fonte, mas esta vazão deve ser controlada para que o processo ocorra da maneira desejada. Aqui podemos supor alguns motivos para esta limitação: coeficientes estequiométricos de uma reação química, a influência da temperatura do líquido no processo, limitação volumétrica etc. Independentemente do motivo, é imprescindível que a medição da vazão esteja correta, ou, talvez, um pouco mais complexo que isso, pode ser necessário que a vazão siga um perfil de valores que muda ao longo do tempo

de acordo com o processo, ou mesmo de acordo com outros parâmetros que podem não estar ligados diretamente ao processo. Tudo depende de o processo transcorrer da maneira como ele foi projetado, para que seja obtido o resultado esperado.

A obtenção desse resultado esperado depende das variáveis que vamos controlar, ou seja, não há uma “fórmula mágica” que pode se aplicar a todos os sistemas, processos ou plantas. Por tanto, é necessário que conheçamos o conceito de dinâmica de processos (ou simplesmente dinâmica). Nós obtemos a informação da dinâmica do processo por meio do modelo dinâmico do sistema e, sua obtenção se dá por meio de técnicas de modelagem de sistemas (ou processos) dinâmicos e por meio da aplicação de equações já conhecidas, como as Leis de Newton, as equações de Navier-Stokes, as Leis da Termodinâmica, etc. Essa abordagem é conhecida por modelagem fenomenológica (SEBORG e MELLICHAMP, 1989). Ela pode ser utilizada para modelar sistemas dinâmicos de diferentes áreas do conhecimento, como mecânica, elétrica, térmica, fluidica, biológica etc. Para aplicarmos esse tipo de abordagem, devemos conhecer quais variáveis definem o processo, ou seja, quais são suas variáveis de estado que são: a quantidade de massa, energia e momento linear (ou angular) do sistema. O Quadro 3.1 exibe quais as variáveis de estado que são tipicamente escolhidas de acordo com o tipo de sistema dinâmico a ser modelado.

Quadro 3.1 | Exemplo de variáveis de estado tipicamente escolhidas de acordo com o tipo de sistema

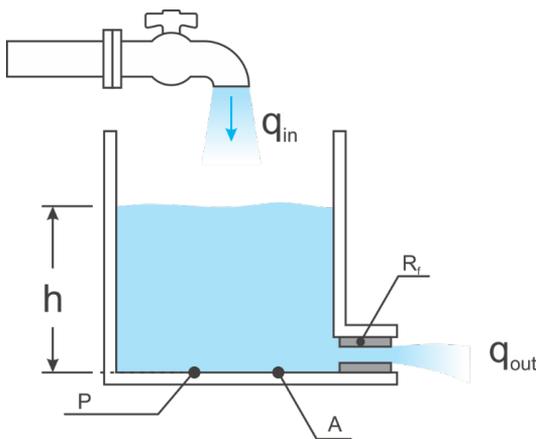
Tipos de Sistema	Variáveis de estado
Mecânico	Posições e velocidades
Elétrico	Tensões e correntes
Hidráulicos	Níveis e Vazões
Químicos, Térmicos e de Reação	Temperaturas, Pressões e Concentrações

Fonte: adaptado de Campos e Teixeira (2010, p. 12).

A utilização de modelos de sistemas físicos é de grande importância, pois permite que o projetista realize testes, rápidos ou demorados, sem necessidade de ter a planta real à sua disposição, até porque isso é provavelmente inviável, já que a planta real deve exercer sua função no processo produtivo da empresa. Com isso, podemos dizer que os testes realizados por meio de simulação dos modelos físicos causam um impacto financeiro muito pequeno se comparados aos gastos envolvidos nos testes com os sistemas reais, ou mesmo com protótipos, além de evitar a realização de testes experimentais com processos que podem ser perigosos aos trabalhadores envolvidos.

Agora começaremos a entender melhor a dinâmica de um processo com a modelagem dos processos dinâmicos. Vamos começar pelo sistema fluídico ilustrado na Figura 3.2.

Figura 3.2 | Sistema fluídico



Fonte: elaborada pelo autor.

A Figura 3.2 mostra um sistema que é composto por uma entrada de vazão q_{in} , que preenche um tanque de área transversal constante A , nível h e pressão P no fundo. A saída do sistema é a vazão q_{out} , que passa pela resistência fluídica R_f . Ao se aplicar um controle neste sistema, q_{in} é denominada variável manipulada, pois é alterando seu valor (atuando na válvula) que controlamos o sistema e q_{out} é a variável controlada, ou seja, a variável que temos por objetivo controlar.

Antes de iniciarmos o processo de modelagem, devemos

estabelecer algumas hipóteses a serem utilizadas, geralmente denominadas hipóteses simplificadoras. Elas têm o papel de tornar o equacionamento mais simples e de limitar a utilização do modelo obtido, pois, caso queira-se calcular a saída do modelo sob alguma condição que foge bastante ao escopo utilizado no processo de seu equacionamento, é esperado que o resultado seja muito divergente do real, ou seja, será um o modelo obtido não é aplicável em tal circunstância e pode ser necessário realizar novamente o processo de modelagem com o objetivo de abrangê-la.

A seguir, listamos algumas hipóteses simplificadoras para o sistema em questão (FELICIO, 2010):

- Fluido incompressível com massa específica constante.
- Temperatura uniforme e constante.
- Resistências fluídicas são constantes e lineares.
- O tanque tem seção uniforme de área constante.
- Pressão atmosférica é constante.
- Resistências fluídicas localizadas e não há atrito em qualquer outro local do sistema entre o fluido e as paredes.
- Os efeitos de inércia do fluido são desprezíveis (inertância \approx zero).
- Variações das grandezas do sistema são relativamente pequenas a fim de manter o comportamento do sistema praticamente linear.
- A vazão de entrada q_i é sempre positiva (vai da torneira para o tanque) e ela tem valores que garantem que h seja sempre positivo ($h > 0$).

Para este modelo, podemos utilizar as seguintes variáveis como variáveis de estado do sistema: altura h , pressão P do fundo do tanque e vazão volumétrica q_o de saída. Como supomos que a temperatura é constante e uniforme, podemos aplicar apenas a Lei de Conservação da Massa, como mostra a Equação 3.1.

$$\rho q_{in}(t) - \rho q_{out}(t) = \frac{dm_T(t)}{dt} \quad (3.1)$$

Onde:

ρ é a massa específica do fluido.

$q_{in}(t)$ é a vazão de entrada.

$q_{out}(t)$ é a vazão de saída.

$m_T(t)$ é a massa de fluido no tanque.

Ainda temos da Mecânica dos fluidos, a Equação 3.2.

$$P = \rho gh \quad (3.2)$$

Onde:

h é a altura do nível de água no tanque.

g é a aceleração da gravidade.

P é a pressão hidrostática manométrica relativa à altura h .

Temos ainda a relação de m_T com h e de q_{out} com P , como mostram, respectivamente, as Equações 3.3 e 3.4.

$$m_T = \rho Ah \quad (3.3)$$

$$P = R_f q_{out}(t) \quad (3.4)$$

Onde:

A é a área da seção transversal (constante) do tanque.

R_f é a resistência fluídica do orifício, também constante.

Combinando as Equações 3.1, 3.2, 3.3 e 3.4, obtemos a Equação 3.5.

$$\left(\frac{AR_f}{g} \right) \frac{dq_o(t)}{dt} + \rho q_o(t) = \rho q_i(t) \quad (3.5)$$

Este é um exemplo prático de um modelo linear de primeira ordem. Ele é linear pois pode ser escrito utilizando o formato da Equação 3.6.

$$a_0(t) \cdot f(t) + a_1(t) \cdot f^{(1)}(t) + a_2(t) \cdot f^{(2)}(t) \cdots + a_n(t) \cdot f^{(n)}(t) = b(t) \quad (3.6)$$

O sistema é de primeira ordem, pois a derivada de maior ordem

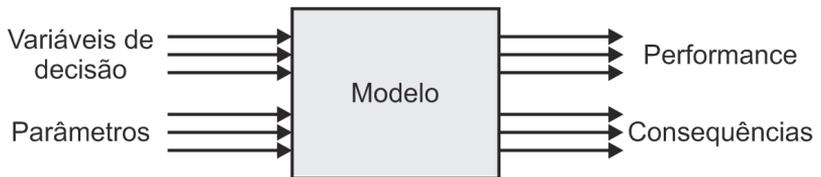
no modelo é $\frac{dq_o(t)}{dt}$, que se trata de uma derivada de primeira ordem.

Na prática, ao trabalharmos com processos mais complexos, como no caso dos modelos físico-químicos de colunas de destilação e reatores, em que o modelo do sistema pode ser tão complexo que obtê-lo talvez seja uma tarefa impraticável. Então, para

podemos lidar com tais processos, aplica-se a técnica matemática de linearização que permite obter um modelo simplificado. Com essa técnica, obtém-se um modelo simplificado, que é uma boa aproximação para o sistema real em torno de um certo ponto de operação. Ao realizar essa linearização em torno de vários pontos de operação, podemos utilizar de interpolação para ter uma boa aproximação do sistema real para uma amplitude maior de estados do sistema em questão. Com esse tipo de técnica, obtemos um sistema linear e de primeira ordem, os quais podemos aplicar a teoria de controle de sistemas lineares, que veremos mais à frente.

Outra forma de se obter um modelo do sistema real é por meio da identificação do processo. Nesta forma, o modelo é encarado como uma “caixa preta” (Figura 3.3): não há a preocupação em se equacionar assim como os fenômenos físico-químicos em questão. Nos processos de identificação por “caixa preta”, utilizamos os dados de saída e entrada do sistema dinâmico e, por meio de técnicas matemáticas, como modelos regressivos, aproximamos a dinâmica do sistema às equações que os descrevam sem envolver equacionamentos físico-químicos pertinentes ao sistema.

Figura 3.3 | Interpretação gráfica do modelo “caixa-preta”



Fonte: adaptada de <http://images.slideplayer.com.br/26/8893787/slides/slide_17.jpg>. Acesso em: 6 mar. 2018.

Para se aplicar esse tipo de modelagem, realiza-se a iteração dos seguintes passos:

- planejamento e execução experimental.
- seleção da estrutura do modelo (linear ou não linear, mas, no nosso escopo, trabalharemos apenas com modelos lineares).
- estimação dos parâmetros e validação do modelo.

Então, obtém-se um modelo local, ou seja, numericamente útil em torno do ponto de operação previsto no planejamento da execução experimental.

Perceba que no processo de linearização, o modelo obtido também é útil apenas em torno do ponto de operação utilizado, porém, podemos ter um novo modelo em torno de um novo ponto de operação aplicando as ferramentas matemáticas de linearização. No caso da “caixa preta”, para utilizarmos um novo ponto de operação, é necessário que sejam realizadas novamente iterações dos passos acima descritos.

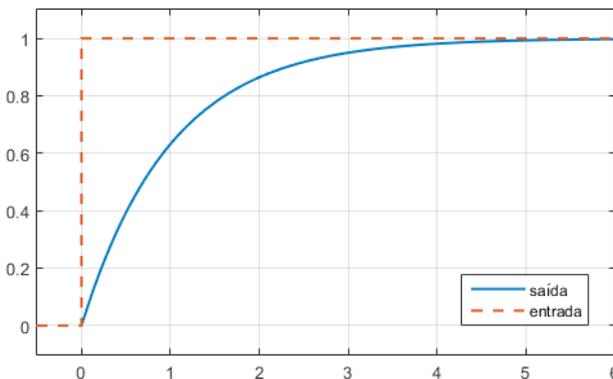


Refleta

Tanto o modelo obtido pela linearização a partir de um modelo dinâmico equacionado por meio de Leis da Física quanto um obtido por meio da identificação do processo, são equacionamentos cujo resultado é limitado a uma região próxima ao ponto de operação utilizado. Você consegue enumerar algumas das dificuldades de se aplicar cada método e também algumas vantagens de um em relação ao outro?

Para uma planta industrial, geralmente utiliza-se um modelo linear de primeira ordem com tempo morto por apresentar resultados satisfatórios, sendo de grande auxílio para projetar controladores na prática. Sistemas lineares de primeira ordem têm resposta muito específica e bem conhecida. A sua resposta padrão a uma entrada degrau (do inglês, *step*) é mostrada na Figura 3.4.

Figura 3.4 | Resposta de um sistema de primeira ordem à entrada degrau



Fonte: elaborada pelo autor.

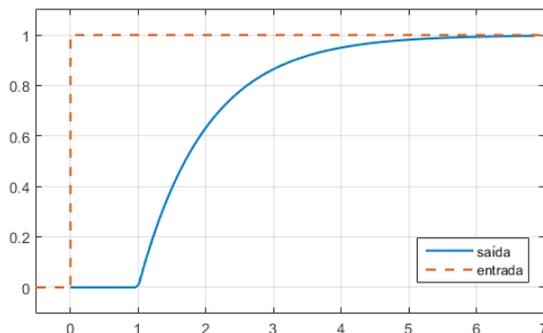
Uma entrada degrau é aquela que se inicia subitamente e avança muito rapidamente de um valor a outro. Observe o perfil da entrada na Figura 3.4. Sua variação de zero a um, quando comparada à variação da resposta do sistema, é tão rápida que, na escala temporal mostrada, seu valor aparenta variar instantaneamente. Na prática, no caso do tanque da Figura 3.2, uma abertura repentina da válvula de entrada de fluido pode ser encarada como uma entrada degrau, por exemplo. A dinâmica da resposta deste sistema de primeira ordem a esse tipo de entrada tem as seguintes características:

- No instante de início do degrau de entrada, a resposta do sistema já se inicia com uma derivada maior que zero.
- Após um certo tempo, o sistema atinge um estado chamado de regime permanente.

Mais à frente, veremos outras características importantes de sistemas de primeira e segunda ordem.

Juntamente com os sistemas de primeira ordem, utiliza-se um fator de tempo morto, que é o atraso na resposta do sistema à uma entrada aplicada ao processo. O tempo morto é um atraso que o sistema tem ao responder ao sinal de entrada aplicado. Suponhamos que um outro sistema tenha seu modelo e, conseqüentemente, sua dinâmica, muito próximos do sistema da Figura 3.2, mas, após ser excitado por alguma entrada, sua saída demore para começar a variar ao invés de responder imediatamente. Por exemplo, o sensor de nível do tanque pode estar um pouco acima de seu fundo, então o sensor demora um tempo para perceber a variação do nível de fluido no interior do tanque. A Figura 3.5 mostra um exemplo como este.

Figura 3.5 | Resposta de um sistema linear de primeira ordem com atraso a uma entrada degrau



Fonte: elaborada pelo autor.

Veja que a entrada degrau iniciou em $t_0 = 0$, mas o sistema só começou a responder em $t_1 = 1$. Além disso, sua resposta chegou bem próximo ao valor de regime permanente aos 6 segundos, enquanto a resposta do sistema sem o tempo morto alcançou o mesmo valor aos 5 segundos.

Neste caso, o tempo morto do sistema equivale a 1 segundo.



Assimile

Tempo morto é um atraso na resposta da saída do processo em relação ao início de sua entrada. Podemos obter o valor do tempo morto observando o intervalo de tempo decorrido entre o início da entrada e o início da resposta do sistema.

Para controlarmos os sistemas, plantas e processos, existem vários tipos de sistemas utilizados, muitas vezes em conjunto:

- CLP: Controlador Lógico Programável (do inglês PLC - *Programmable Logic Controller*).
- SDCD: Sistema Digital de Controle Distribuído (do inglês DCS - *Distributed Control System*).
- SCADA: Controle Supervisório e Aquisição de Dados (do inglês *Supervisory control and data acquisition*).

Os CLPs são sistemas utilizados para controlar e monitorar atuadores ou plantas por meio de sinais analógicos ou digitais de entrada e saída, a depender do fabricante do CLP. Esses sistemas são vastamente utilizados na indústria por causa de sua alta confiabilidade e funcionamento de modo dedicado. Atualmente, existem CLP's com IHM (interface homem-máquina) e sua quantidade e entradas e saídas, embora sejam fixas, podem ser expandidas via inserção de cartuchos de expansão ou via uso de protocolos de comunicação industriais, como é o caso do protocolo CAN (*Controller Area Network*).



Pesquise mais

CAN ou CAN Bus (Barramento Controller Area Network) é um protocolo de comunicação industrial vastamente utilizado devido à sua robustez a ruídos e flexibilidade de implantação. Acesse a referência a seguir

para conhecer melhor este importante tipo de protocolo. Disponível em: <https://www.dca.ufrn.br/~affonso/DCA0447/aulas/slide_can.pdf>. Acesso em: 20 mar. 2018.

Os SDCDs são sistemas de controle distribuído que podem, inclusive, englobar CLP's. Esses sistemas são dotados de vários sensores, atuadores, e possuem IHM para que possam ser configurados e monitorados. Eles são utilizados para controlar todo o processo de indústrias farmacêuticas, petroquímicas, sistemas de controle de meio ambiente, entre outros, assim como outros CLPs.

Os SCADAs, assim como o SDCD, são sistemas de controle supervisorio e de aquisição de dados. O que os diferencia é que o SCADA é uma tecnologia, diferentemente do SDCD que está disponível (ou implementado) apenas localmente, ou seja, no local da empresa ou indústria. O SCADA permite que o monitoramento ou processamento de dados sejam feitos a distância, possibilitando, por exemplo, a integração de processos internacionalmente distribuídos. Embora o SCADA abra um horizonte de possibilidades de monitoramento, atuação e controle, se implementado com descuido, pode trazer vulnerabilidades a ataques via internet, por exemplo.



Pesquise mais

ScadaBR é um sistema SCADA livre e gratuito que pode ser integrado com diversas linguagens de programação (como Java, PHP, Python, VBA, etc), além de ser acessível e configurável via navegador compatível. Nele é possível configurar triggers, visualização dos dados relevantes, assim como alarmes de emergência ou de simples avisos do estado de funcionamento de um sistema sob monitoramento por meio de rede local ou mesmo internet. Ele pode ser utilizado em automação industrial ou mesmo residencial. Disponível em: <<http://www.scadabr.com.br/>>. Acesso em: 6 mar. 2018.

Tanto o SDCD quanto o SCADA facilitam a criação de processos de intertravamento (travamento dos sistemas interligados) dos atuadores dos sistemas controlados a fim de garantir a segurança

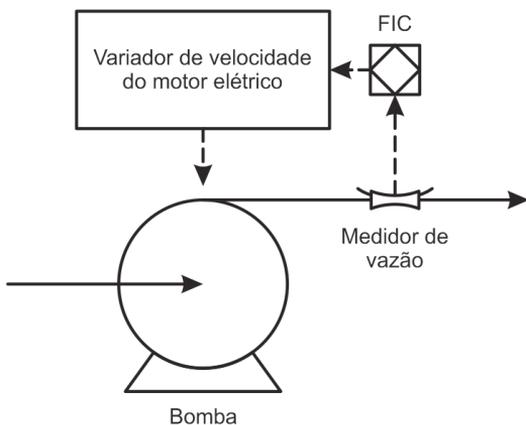
dos trabalhadores no caso de ocorrência de algum problema no processo produtivo.



Exemplificando

Ao longo das tubulações, como de petróleo, é necessário que haja bombas que garantam o deslocamento do fluido de um ponto a outro da planta. A Figura 3.6 ilustra uma bomba com o seu sistema de controle de vazão.

Figura 3.6 | Bomba com sistema de controle de vazão



Fonte: adaptada de Campos e Teixeira (2006).

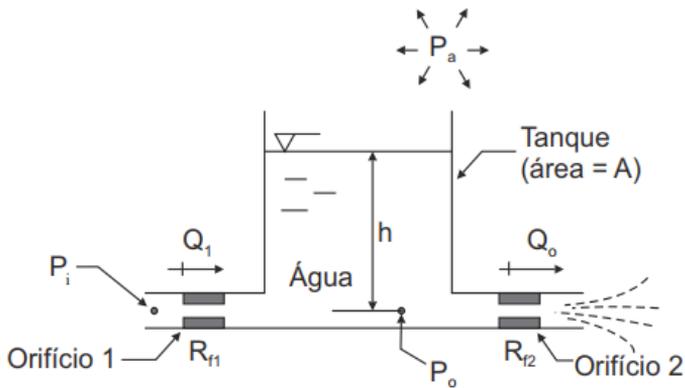
Como é de se esperar, elas são distribuídas ao longo de uma refinaria de petróleo, todas devem ser controladas e sincronizadas a fim de garantir o bom funcionamento de produção. Então, em cada bomba, qual é a variável controlada e qual é a manipulada? Como é possível controlar e sincronizar todas as bombas?

Para controle e sincronização, é necessário um sistema como SDCD ou SCADA que pode garantir o controle, sincronização e comunicação em larga escala de vários equipamentos. Em cada bomba, como estamos preocupados com a vazão de saída, esta é a variável controlada. Para a variável manipulada, no caso da bomba, temos algumas opções. Esta variável é sua rotação, que pode ser controlada por meio de um variador de rotação, que controla diretamente o acionamento da bomba em seu circuito elétrico.

Sem medo de errar

Você e sua equipe foram contratados para dar início a um projeto de controle do nível de um sistema de tanques de uma empresa farmacêutica. Nesta empresa há água destilada em seus diversos tanques, que é utilizada para realizar soluções com os componentes farmacológicos. Esses tanques têm o papel de separar dinamicamente uma parte da planta da outra. A Figura 3.7 mostra um esquemático de um tanque com entrada e saída de fluido.

Figura 3.7 | Desenho esquemático de um tanque horizontal com controle de nível



Fonte: Felício (2010, p. 99).

Onde:

h é o nível atual $[m]$.

Q_1 , Q_o são as vazões volumétrica de entrada e de saída,

respectivamente $\left[\frac{m^3}{s}\right]$.

A é a área da seção horizontal do tanque $[m^2]$.

P_i é a pressão de entrada do tanque $[Pa]$.

R_{f1} , R_{f2} são as resistências fluídicas de entrada e de saída.

ρ é a massa específica do fluido $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$.

g é a aceleração da gravidade $\left[\frac{m}{s^2}\right]$.

Após a análise do sistema do tanque, vocês definem que a variável manipulada (variável cujo valor vai ser alterado pelo controle a ser implementado por uma válvula, por exemplo) é a vazão de entrada Q_i e a variável controlada o nível h . Então, será necessário instalar uma válvula de controle de fluxo na entrada do tanque, assim como um sensor de nível. Para fazer com que tantos tanques trabalhem de maneira sincronizada, é importante que seja utilizado um sistema SDCD. Caso os tanques estejam distribuídos dentre várias plantas em lugares distintos, é necessário utilizar um sistema SCADA, que tem a propriedade de cobrir grandes distâncias.

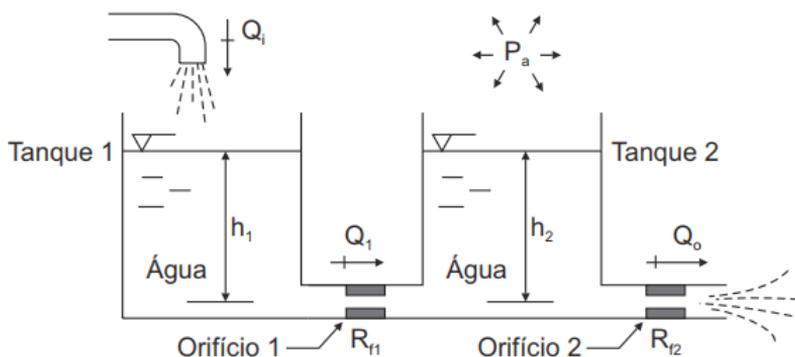
Avançando na prática

Estrutura de controle de vazão para múltiplos tanques

Descrição da situação-problema

O processo produtivo de uma indústria petroquímica envolve a utilização de vários tanques em sequência como o exemplo da Figura 3.8. Cada um desses tanques representa um sistema de arrefecimento para diferentes tipos de reatores.

Figura 3.8 | Exemplo esquemático de tanques em cascata



Fonte: Felício (2010, p. 105).

Atualmente, a planta encontra dificuldades em sincronizar as válvulas e bombas que atuam nesse sistema. O que pode ser feito? Sabe-se que há um CLP por válvula de entrada para cada tanque e sensores de nível também para cada um.

Resolução da situação-problema

Para o caso descrito, é possível que seja utilizado apenas um controlador do tipo CLP, que tenha quantidade de entradas e saídas o bastante para controlar todo o processo, ou mesmo que sua quantidade de entrada e saída possa ser expandida com a utilização de um protocolo de comunicação pertinente. Mas, como já existe um CLP para cada válvula de entrada de cada tanque e também sensores de nível para cada um, é possível que seja realizada a conexão entre todos os CLPs. Para tal, é indicado que seja instalado um sistema SDCD ou um SCADA, a fim de possibilitar a integração de todos os controladores e sensores. A escolha da abordagem a ser realizada (trocar todos os CLP's por um único ou continuar com os CLPs e incluir um sistema SCADA/SDCD) dependerá do quanto de investimento financeiro será necessário em cada uma e quanto tempo será necessário para realizar toda a instalação e configuração.

Faça valer a pena

1. A fim de se controlar processos industriais petroquímicos, utilizam-se sistemas digitais conhecidos como CLP, SDCD e SCADA. Esses sistemas geralmente são robustos a falhas elétricas e mecânicas e a erros de operação, já que se tratam de processos que envolvem altíssimas pressões e temperaturas.

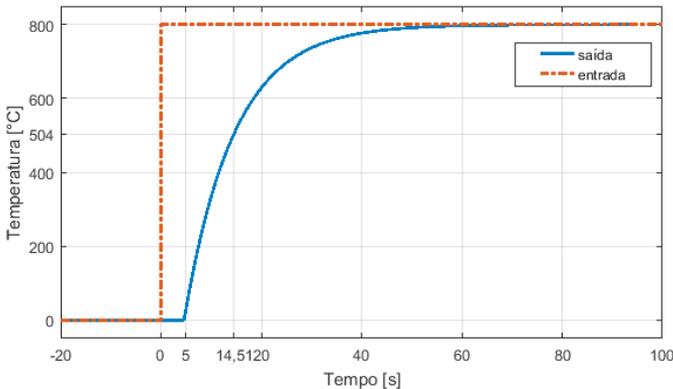
Sobre os sistemas de controle citados, qual das afirmativas abaixo está correta?

- a) CLP é um sistema supervisor distribuído que pode ser utilizado em escala mundial.
- b) SDCD é um controlador lógico que tem por finalidade atuar e monitorar uma só máquina.
- c) SCADA é um sistema de pouca segurança e não deve ser utilizado em empresas nem indústrias.
- d) SDCD é sinônimo de SCADA, que é um sistema de pouca segurança e não deve ser utilizado em empresas nem indústrias.
- e) CLP é um controlador lógico programável dedicado utilizado para monitorar e controlar.

2. Um grande forno será alvo da automatização de sua configuração de temperatura, a fim de diminuir os gastos energéticos, otimizando a sua curva de temperatura ao longo do dia de operação. Durante testes, um

termômetro foi posicionado no seu centro e um sistema SCADA iniciou a captura dos sinais do sensor e, após o forno se encontrar totalmente resfriado, ele foi ligado e configurado para aquecer a 800°C. Após aplicar a técnica de identificação de processo, obteve-se a curva apresentada na Figura 3.9, de resposta no tempo.

Figura 3.9 | Curva de temperatura de resposta à entrada degrau do modelo do forno



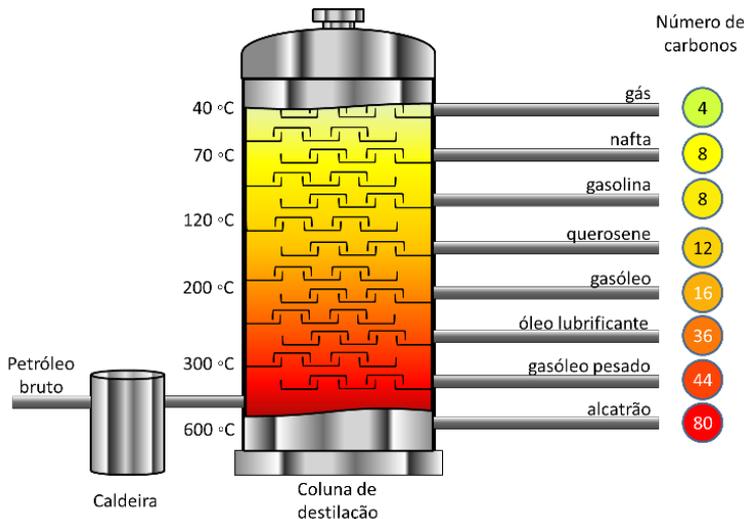
Fonte: elaborada pelo autor.

Observando a resposta do modelo obtido, qual das seguintes opções é verdadeira?

- a) A dinâmica do forno em questão é certamente linear e de primeira ordem, logo, esta é uma resposta característica e exata para o sistema em questão.
- b) A dinâmica do forno provavelmente é mais complexa que um sistema de primeira ordem, logo, é impossível que a curva apresentada possa ser utilizada para projetar-se um controlador de temperatura para o forno.
- c) O modelo obtido demonstra um atraso (ou tempo morto) de 60 segundos, que é quando o forno atinge um valor muito próximo ao seu valor de regime, enquanto sua constante de tempo é unitária.
- d) O sistema dinâmico do forno foi modelado com tempo morto de 5 segundos.
- e) Por conter atraso (5 segundos), o sistema não é de primeira ordem, logo, não podemos extrair informações acerca de seu modelo.

3. A coluna de destilação tem como objetivo obter vários produtos diferentes a partir do petróleo. O petróleo bruto passa por uma caldeira elétrica e entra na coluna e, durante os passos de destilação, vai sendo convertido em gás, nafta, gasolina, querosene etc. Na caldeira da Figura 3.10, o petróleo é aquecido por meio de vapor de água, que ganha calor a partir de resistências elétricas ou eletrodos.

Figura 3.10| Caldeira e coluna de destilação



Fonte: <http://wikiciencias.casadasciencias.org/wiki/index.php/Ficheiro:Coluna_de_destila%C3%A7%C3%A3o_small.png>. Acesso em: 21 mar. 2018.

Analisando o processo de destilação com o objetivo de controlar a temperatura do petróleo que sai da caldeira, qual das alternativas a seguir indica corretamente a variável manipulada e a variável controlada?

- a) Variável controlada: temperatura do petróleo na entrada da caldeira
Variável manipulada: volume de vapor na caldeira
- b) Variável controlada: temperatura do petróleo na saída da caldeira
Variável manipulada: temperatura do vapor de água na caldeira
- c) Variável controlada: temperatura do vapor de água na caldeira
Variável manipulada: temperatura do petróleo na saída da caldeira
- d) Variável controlada: temperatura do vapor de água na caldeira
Variável manipulada: temperatura do petróleo na entrada da caldeira
- e) Variável controlada: vazão de petróleo na saída da caldeira
Variável manipulada: temperatura do petróleo na entrada da caldeira

Seção 3.2

Arquitetura dos sistemas de controle

Diálogo aberto

Nesta seção, você conhecerá as diferentes arquiteturas de controle, que são peças-chave para o bom desenvolvimento do projeto de um sistema de controle automático. Imagine a quantidade e variedade de plantas e processos que existem em uma plataforma de petróleo, por exemplo. Cada um dos subsistemas sistemas existentes no processo, em sua grande maioria, conta com um sistema automatizado de controle que busca tanto o bom funcionamento da plataforma como um todo, como o bom desempenho econômico na extração dos produtos que usamos no nosso dia a dia. Esses sistemas de controle automatizados necessariamente são compostos de uma das três arquiteturas: malha aberta, malha fechada ou malha combinada. Cada uma delas sendo mais interessante de se utilizar a depender do resultado desejado e da(s) variável(is)/do(s) processo(s) a serem controlados.

Esses conceitos, que serão abordados nesta seção permitirão que você avance no projeto tema desta terceira unidade: controle de nível de um tanque. Na seção anterior, você definiu aspectos fundamentais do projeto: variáveis de estado do sistema, tipo de dinâmica do sistema e o sistema de controle indicado para atuar nele. Agora, você deve responder às seguintes questões:

- Qual arquitetura de malha de controle é mais indicada para ser aplicada ao controle de nível do tanque em questão?
- Como podem ser realizadas as conexões entre cada um dos dispositivos utilizados na malha de controle?

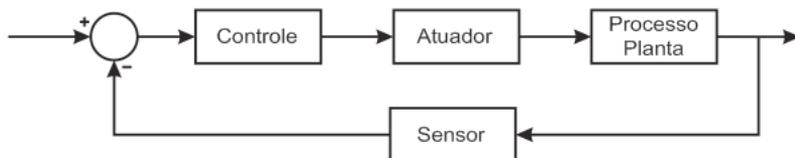
As respostas permitirão que sejam realizados os próximos passos do projeto, como a escolha do sensor, projeto do controlador, simulação do sistema, etc.

Bons estudos e mãos à obra!

Não pode faltar

Durante o projeto ou análise de um sistema de controle, um dos aspectos fundamentais a ser levado em consideração é sua arquitetura. Pela arquitetura do sistema, podemos dizer se ele tem potencial de funcionar como desejado, ou seja, obter o resultado esperado, ou não. Para discutirmos sobre a arquitetura de um controlador, é comum que utilizemos a linguagem gráfica (por meio de desenho esquemático) de diagrama de blocos (inclusive há *softwares* de projeto de controle que utilizam essa linguagem em sua interface com o usuário). A Figura 3.11 mostra um exemplo de um diagrama de blocos de um sistema de controle de uma planta.

Figura 3.11 | Diagrama de Blocos de um sistema de controle em malha fechada



Fonte: elaborada pelo autor.

A Figura 3.11 apresenta o que chamamos de malha que, no caso, é uma malha fechada. O Quadro 3.2 mostra os três tipos de malha e sua principal característica.

Quadro 3.2 | Tipos de malhas de controle

Malha aberta	O controlador não recebe informações/sinais provenientes da saída do processo/planta
Malha fechada	O controlador recebe informações/sinais provenientes da saída do processo/planta
Malha combinada	Uma combinação das malhas aberta e fechada

Fonte: elaborado pelo autor.

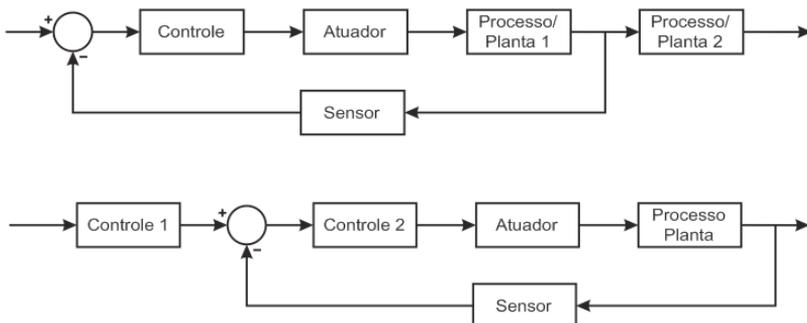
As Figuras 3.12 e 3.13 mostram os exemplos de malha aberta e malha combinada, respectivamente.

Figura 3.12 | Diagrama de Blocos de um sistema de controle em malha aberta



Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 3.13 | Exemplos de diagramas de Blocos de sistemas de controle em malha combinada



Fonte: elaborada pelo autor.

Perceba que um sistema de controle em malha fechada apresenta um laço (em inglês, *loop*) cujo retorno é efetuado por uma retroalimentação. Esse tipo de arquitetura tem a capacidade de ajustar seu sinal de controle a partir do erro, que é a comparação entre o sinal de realimentação da planta e o valor desejado.

Este tipo de arquitetura é muito utilizado por ser robusta a erros e distúrbios que, geralmente, são comuns, além de imprevisíveis.

Em um sistema em malha aberta (Figura 3.12), o controlador não recebe informações acerca da saída da planta, portanto, caso haja algum distúrbio, independente de qual seja, o controlador não obterá essa informação, ou seja, ele não poderá atuar a fim de mitigar o erro que esse distúrbio possa causar.

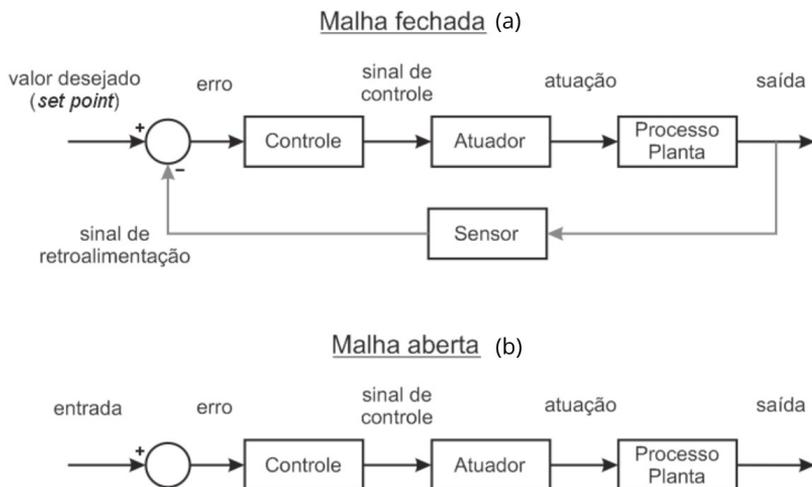
Esse tipo de arquitetura deve ser utilizado quando o comportamento da planta é muito bem conhecido e distúrbios são, na prática, impossíveis de ocorrer, ou ainda, quando eles têm pouca (ou nenhuma) influência sobre a saída do processo.

O sistema em malha combinada apresenta tanto a estrutura de malha aberta quanto a estrutura de malha fechada. Esse tipo de arquitetura pode ser utilizado quando uma parte da malha de

controle não é sujeita a distúrbios, mas é necessário que outra tenha boa resposta a distúrbios.

A Figura 3.14 mostra com mais detalhes a nomenclatura utilizada para cada entidade.

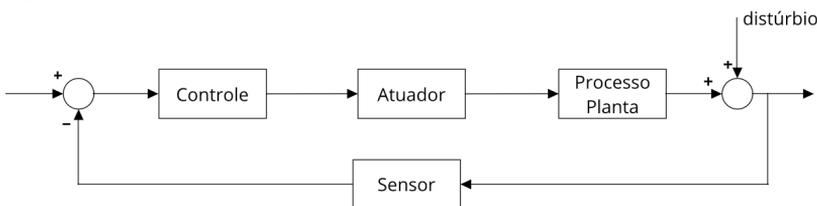
Figura 3.14 | Nomenclatura utilizada para arquiteturas de sistemas de controle: (a) Malha fechada, (b) Malha aberta



Fonte: elaborada pelo autor.

É comum, ainda, que hajam distúrbios que afetam as informações que são passadas entre um bloco e outro, ou seja, entre sistemas subsequentes do processo controlado. A Figura 3.15 mostra um exemplo de distúrbio na variável controlada (na saída da malha de controle).

Figura 3.15 | Malha de controle com distúrbio



Fonte: elaborada pelo autor.

Para entendermos melhor a comparação entre sistema em malha aberta e sistema em malha fechada, imagine-se na seguinte

situação: na época mais fria do ano, ao final de um dia de trabalho, ao chegar em sua casa, você decide tomar um banho. Para entrar no chuveiro, você pode utilizar as seguintes estratégias:

1. Como você já tem o chuveiro há muito tempo, por conhecimento prévio de seu comportamento, coloca-o na temperatura que você julga satisfatória, gira a torneira até certo ângulo, que você imagina ser bom o bastante e, por fim, sem testar se a água está em uma temperatura confortável, entra no chuveiro.
2. Você ajusta a temperatura do chuveiro, abre a torneira até certo ponto e testa a água para saber se sua temperatura está agradável. Ao mesmo tempo em que você vai se molhando, efetua o ajuste da temperatura da água de maneira iterativa.

Nesse cenário, você assume o papel de controlador. O chuveiro da planta/processo, o conjunto torneira e sua mão são os atuadores, a saída do processo é a temperatura da água, sua pele é o sensor (de temperatura, no caso) e, por fim, o erro é o quão fria ou quente a água se encontra em relação ao que você julga ser a temperatura ideal do banho.



Refleta

Imagine uma situação de automação na iluminação residencial. No caso de haver o sistema de automação, as luzes externas podem se adequar à iluminação solar por meio de um sensor fotossensível: se houver luz do Sol, as luzes são desligadas; caso contrário, elas são ligadas e, com isso, você não precisa se preocupar em apagá-las antes de dormir. Qual seria esse tipo de malha de controle? Quais seriam o atuador, o sensor, o controlador, o sinal de erro, etc.? Quando não há o sistema de automação, se as luzes ficarem ligadas à noite, quando você acordar, elas estarão no mesmo estado, pois não há retroalimentação. Nesse caso, qual seria o tipo de malha de controle?

É de se esperar que a segunda estratégia seja mais interessante de ser aplicada, pois, embora você tenha experiência na regulação

do chuveiro, dificilmente a primeira estratégia resultaria em uma regulação boa o bastante para um banho a temperatura confortável. Assim, podemos entender a diferença entre o controle em malha aberta (primeira estratégia) e o controle em malha fechada (segunda estratégia). Em malha aberta, o controlador impõe a atuação por meio de valores predefinidos que não se alteram (autonomamente) de acordo com as necessidades do processo e, em malha fechada, o controlador calcula seu sinal de controle em função do erro da saída do processo em relação ao valor desejado.

Ainda assim, não se deve desprezar a utilização da malha aberta, pois, por ser mais simples, sua implantação é mais barata quando comparada à malha fechada ou malha combinada. Caso o sistema a ser controlado seja simples o bastante, pode não ser necessário que se implemente um sistema de controle em malha fechada, possibilitando um investimento financeiro (e de tempo) menor, o que é uma vantagem.



Assimile

- Um controlador em malha aberta não recebe informações sobre a saída da planta/processo e tem implantação mais barata em comparação às seguintes.
- Um controlador em malha fechada recebe informações sobre a saída da planta/processo.
- Em malha combinada, pode haver controladores que recebem informações do sistema assim como que não recebem e podem haver plantas que participam ou não do ramo de retroalimentação.

No contexto de sistemas de controle para processos é mais comum nos depararmos com arquitetura de malha fechada e de malhas combinadas, justamente por possibilitarem ao sistema maior controle, robustez a variações ou distúrbios dos valores ao longo da malha de controle.

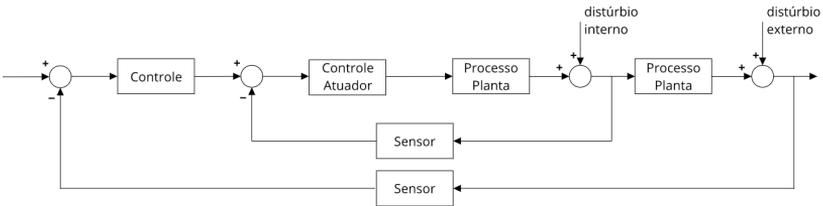
Para sistemas em malha fechada, existem várias estratégias de controle que podem ser aplicadas, por exemplo:

- Controle em Cascata.

- Controle em *Override*.
- Controle Antecipatório ou *Feedforward*.

No Controle em Cascata (Figura 3.16), a saída de um controlador, denominado controlador principal ou mestre, serve como valor desejado (ou de referência) para outro controlador, denominado secundário ou escravo.

Figura 3.16 | Malha de controle em cascata



Fonte: elaborada pelo autor.

As vantagens de se utilizar essa técnica são:

- Rápida mitigação de distúrbios na malha escrava, devido a presença do controlador secundário, assim diminuindo (ou erradicando) a influência dessa perturbação na malha mestra.
- Aceleração da resposta vista pela malha mestra.
- A presença da malha escrava pode diminuir as não linearidades do processo, já que o controlador escravo garante o valor de referência estabelecido pela saída do controlador mestre.

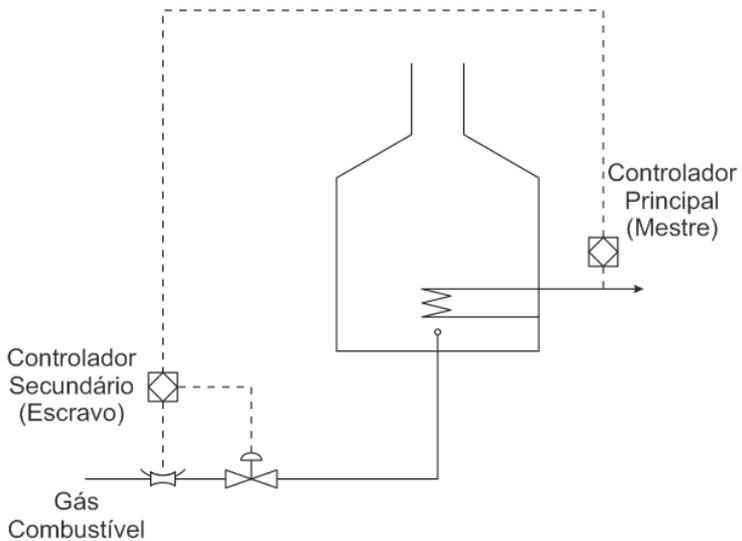
Na prática, ao controlar válvulas (e vários outros sistemas), percebe-se que tais sistemas têm não linearidades, ou seja, seu modelo matemático não pode ser escrito no formato da Equação 3.6 (da seção anterior). Com isso, o modelo é mais complexo de ser controlado, mas com a aplicação do controle em cascata, a malha interna de controle busca garantir o valor desejado para esta malha imposto pelo controlador da malha externa, logo isto diminui o efeito das não linearidades do sistema no controle do processo.



Exemplificando

A Figura 3.17 mostra o esquemático de controle de temperatura de um forno.

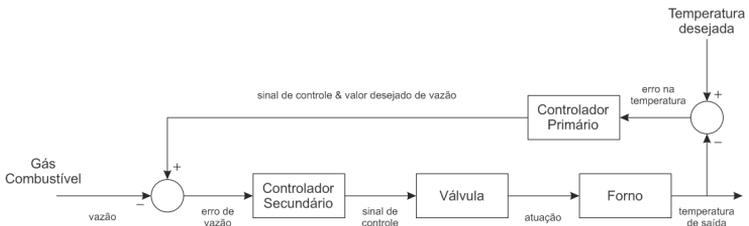
Figura 3.17 | Desenho esquemático de controle de temperatura de um forno



Fonte: adaptada de Campos e Teixeira (2006).

A temperatura de saída do forno é controlada a partir da entrada de gás combustível no forno. O controlador principal define o valor desejado do controlado secundário de acordo com a temperatura de saída do forno. O controlador secundário, por sua vez, recebe o valor desejado, compara com a vazão de gás combustível e então define o sinal de controle para a válvula aumentar, diminuir ou manter sua abertura para a entrada do gás no forno. A malha de controle pode ser representada, de maneira simplificada, pela Figura 3.18.

Figura 3.18 | Sistema de controle de temperatura em malha fechada

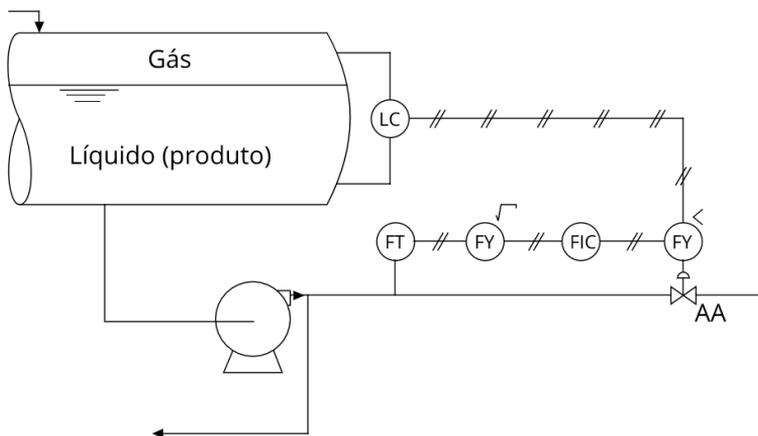


Fonte: elaborada pelo autor.

O controle em *Override* (ou controle com restrições) é utilizado quando o sistema tem apenas um grau de liberdade, ou seja, quando apenas uma variável é manipulada, mas, muitas variáveis precisam ser controladas para que permaneçam em torno de um valor desejado.

A Figura 3.19 mostra um exemplo de controle em *Override* aplicado no controle de nível de um tanque com gás e um produto líquido. O relê passa baixo FY recebe sinal tanto do FIC (controlador e indicador de vazão) quanto do LC (controlador de nível) e, atua na válvula AA o sinal que apresentar menor valor. Quando o nível do tanque se encontra abaixo do adequado, o controlador LC atua na válvula, restringindo sua vazão para que o tanque recupere seu nível e, em condições normais, a válvula é atuada pelo controlador FIC.

Figura 3.19 | exemplo de controle em *override*



Fonte: adaptada de <<https://www.slideshare.net/LuizGomes55/controle-override>>. Acesso em: 7 mar. 2018.

As vantagens do controle em *Override* são:

- Quando não houver graus de liberdades suficiente, pode-se controlar uma variável até que a outra atinja seu nível operacional. Quando isso acontecer, a restrição estará ativa e a outra variável deixará de ser controlada.
- Essa estratégia respeita, de maneira simplificada, as restrições e evita que seja disparado o sistema de intertravamento da planta/processo, assim mantendo o processo em funcionamento e dentro da segurança.



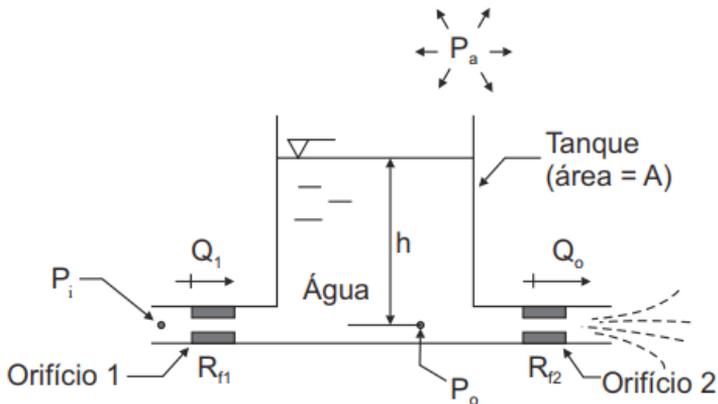
Existe uma ampla variedade de estratégias importantes de controle que são muito importantes para a indústria petroquímica. Na referência a seguir, acompanhe as seções 4.3, 5.2, 5.3, 6.3, 8.3, 8.7, 10.5 para ver com maior profundidade as estratégias abordadas aqui, assim como outras estratégias de controle importantes.

CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 1. ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2006.

Sem medo de errar

Na seção anterior, você e sua equipe decidiram quais seriam os componentes necessários para aplicar o controle de nível de tanque de água destilada (Figura 3.20) de uma empresa farmacêutica.

Figura 3.20 | Desenho esquemático de um tanque horizontal com controle de nível

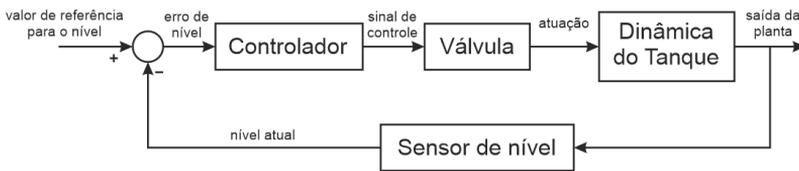


Fonte: Felício (2010, p. 99).

Agora, sua tarefa é escolher qual malha de controle é indicada para atuar na planta em questão (o tanque) e definir as conexões entre os dispositivos a serem utilizados na malha de controle. Qual arquitetura de malha de controle é mais indicada para ser aplicada ao controle de nível do tanque? Como podem ser realizadas as conexões entre cada um dos dispositivos utilizados na malha de controle?

Analisando o sistema do tanque, sabemos que a vazão Q_1 não influencia no nível h . Com isso, sabemos que a informação do valor da vazão mássica não será utilizada, ou seja, não precisaremos de um sensor de vazão. Por outro lado, a pressão de entrada P_i exerce influência, logo, como nosso objetivo é a manutenção do nível h constante no tanque, precisamos de um sensor de nível (para h) e uma válvula para controlar a vazão Q_o . A Figura 3.21 mostra um exemplo de conexão que pode ser feita para que o resultado desejado seja alcançado. Veja que o controlador recebe o sinal de erro do nível a partir da comparação do valor do nível do tanque obtido pelo sensor no ramo de retroalimentação da malha de controle com o valor de referência para o nível, definido previamente ou de acordo com outros processos da empresa farmacêutica. A partir deste sinal de erro, o controlador calcula o sinal de controle que será aplicado à válvula que se encontra na saída do tanque que, por sua vez, influenciará diretamente na dinâmica do tanque, fazendo com que ele tenda a voltar para o valor de nível desejado. Logo após, temos a saída da planta, que é a nossa variável controlada, que é observada pelo sensor para que se obtenha novamente o valor do nível do tanque.

Figura 3.21 | Diagrama de bloco do controle de nível para o tanque



Fonte: elaborada pelo autor.

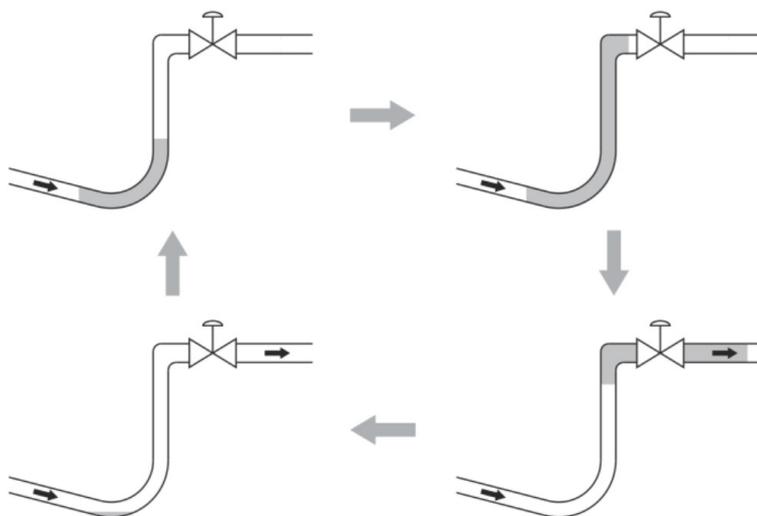
Portanto, a arquitetura indicada para o controle de nível do tanque é arquitetura em malha fechada, pois, com sua utilização, caso haja diminuição na pressão P_i e consequente diminuição no nível h , o controlador diminuirá a abertura da válvula para que menos líquido escape do tanque, assim podendo o nível voltar a subir, assim como se a pressão de entrada aumentar, o controlador aumentará a abertura da válvula para que mais líquido escoe pela saída, fazendo assim a manutenção do nível.

Utilização de estratégia de controle para eliminação do escoamento em “golfadas”

Descrição da situação-problema

Um problema comum dos escoamentos multifásicos (óleo, água e gás) que surge nas tubulações ascendentes dos poços de petróleo até as plataformas de extração é o escoamento em golfadas. O escoamento em golfadas é observado em tubulações de diâmetros médios e pequenos e é caracterizado pelas bolhas dispersas, carregadas por uma sucessão de bolhas e pistões de líquido (CARVALHO; NIECKELE, 2013). O líquido se acumula na parte inferior, impedindo a passagem do gás. Isso faz com que a pressão na base vá aumentando até que a pressão que se acumula torna-se grande o suficiente para deslocar o líquido para plataforma de maneira abrupta. Após isso, a pressão na parte inferior cai e o ciclo se reinicia. A Figura 3.22 ilustra este fenômeno.

Figura 3.22 | Ilustração do escoamento em “golfadas”



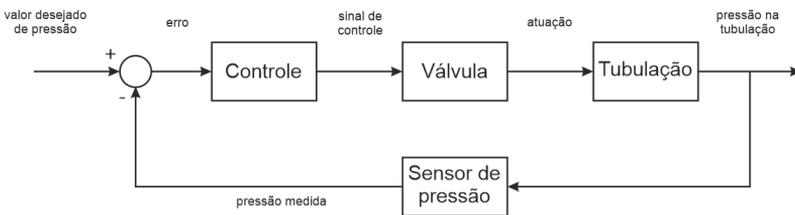
Fonte: adaptada de Campos e Teixeira (2006).

Por motivos de segurança e financeiros da planta, é necessário que haja um sistema que elimine esse fenômeno. Você, como projetista responsável pelo desenvolvimento de um sistema de controle que solucione esse problema, qual arquitetura de controle você utilizaria? Você dispõe de um controlador de pressão, um sensor de pressão e uma válvula de vazão.

Resolução da situação-problema

Uma possível solução para este problema é utilizar a arquitetura em malha fechada, sendo que o sensor de pressão se situa na parte inferior da tubulação, onde ocorre o aumento de pressão devido à confinamento do gás, e o controlador de pressão, recebendo o valor de pressão enviado pelo sensor, compara-o com um valor de pressão desejado e, a partir disso, define o sinal de controle ao qual a válvula é submetida, como mostra a Figura 3.23. Dessa maneira, o sinal de erro enviado para o controlador será a variação da vazão na entrada, seu sinal de controle será passado para a válvula que, por sua vez, atuará na tubulação, assim eliminando o escoamento em “golfadas” que, por fim, diminuirá a contrapressão, ou seja, o erro lido pelo controlador.

Figura 3.23 | Proposta de malha de controle para tubulação com golfadas

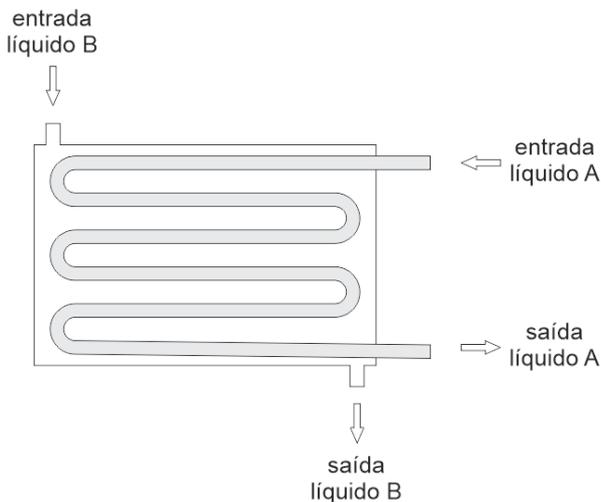


Fonte: elaborada pelo autor.

Faça valer a pena

1. O trocador de calor da Figura 3.24 serve para resfriar o líquido A por meio da troca de calor com o líquido B.

Figura 3.24 | Trocador de calor



Fonte: elaborada pelo autor.

Em sua utilização, há uma válvula de vazão na entrada do líquido B e um sensor de temperatura na saída do líquido A. A temperatura de saída do líquido A deve sempre ser mantida constante, de acordo com o valor desejado (valor de referência), mesmo que a sua temperatura de entrada varie.

Supondo que a temperatura de entrada do líquido B é sempre constante, qual alternativa apresenta uma malha de controle satisfatória para trabalhar de acordo com o enunciado?

- a) Uma malha aberta, na qual o valor desejado de temperatura unicamente define a abertura da válvula na entrada do líquido B.
- b) Uma malha aberta, pois, como a saída do líquido A não é recirculante, não há como se obter uma retroalimentação para um possível controlador.
- c) Uma malha combinada, pois é perceptível que se necessita de dois líquidos distintos para o funcionamento do trocador de calor.
- d) Uma malha fechada, na qual a retroalimentação é a temperatura de saída do líquido A e a atuação na válvula de entrada do líquido B se dá pelo erro entre a temperatura desejada e a temperatura atual de saída do líquido A.
- e) Uma malha fechada na qual a temperatura de saída do líquido A define diretamente a abertura da válvula da entrada de líquido B.

2. A escolha entre malhas de controle aberta, fechada e combinadas, é um ponto de partida para o projeto de sistemas de controle, portanto, é de suma importância que o projetista conheça muito bem as vantagens e desvantagens no momento de definir qual delas será utilizada.

Sobre os diferentes tipos de malhas de controle, avalie as afirmações a seguir.

- I. A implementação de uma malha de controle fechada é financeiramente menos vantajosa do que uma malha de controle aberta.
- II. Na malha aberta, o controlador não tem informação sobre qual é o erro da planta/processo.
- III. Malha combinada é um misto de malha aberta e malha fechada.
- IV. Malha combinada e malha fechada apresenta um comportamento mais robusto que malha aberta.

Qual das alternativas abaixo apresenta apenas as afirmações verdadeiras?

- a) I, II, III e IV.
- b) I e IV.
- c) III e IV.
- d) II e III.
- e) III.

3. Os conceitos de malha aberta e malha fechada podem ser aplicados no nosso dia a dia como exercício conceitual sobre seu funcionamento e aplicação. Certos tipos de tarefas são efetuadas em malha aberta e outras em malha fechada, ou mesmo com a combinação de ambas, como é o caso de malhas combinadas.

Qual da alternativa associa corretamente a lista de tarefas a seguir com malha aberta (MA) ou malha fechada (MF)?

- I. Utilização do mouse em um computador
- II. Andar pela rua
- III. Dormir
- IV. Dirigir um automóvel
- V. Ouvir música
- VI. Cantar afinado
- VII. Cantar desafinado

- a) I-MF, II-MF, III-MA, IV-MF, V-MA, VI-MF, VII-MA
- b) I-MA, II-MF, III-MA, IV-MF, V-MF, VI-MF, VII-MF
- c) I-MA, II-MF, III-MA, IV-MA, V-MA, VI-MA, VII-MA

d) I-MA, II-MA, III-MA, IV-MF, V-MA, VI-MF, VII-MA

e) I-MF, II-MA, III-MF, IV-MF, V-MA, VI-MA, VII-MA

Seção 3.3

Fundamentos de sistemas dinâmicos

Diálogo aberto

Bem-vindos à terceira e última seção desta unidade de Fundamentos sobre controle de Processos Industriais. Nesta unidade, você conhecerá uma das mais importantes ferramentas de estudo e análise de sistemas dinâmicos: a Transformada de Laplace. Com essa ferramenta matemática, podemos fazer análise de qualquer sistema no domínio da frequência, o que nos possibilita observar características importantes do sistema, como veremos em sistemas de primeira e de segunda ordem. Veremos também como entender e utilizar diagrama de blocos, que é uma “linguagem” muito utilizada para projetar e simular sistemas de controle. A partir do diagrama de blocos, entendemos como as informações fluem de um subsistema para outro e podemos, matematicamente, obter o modelo dinâmico de um sistema de controle completo.

Nesta última seção, continuando seu trabalho de desenvolver um sistema de controle de nível de tanque, seu objetivo será obter a função de transferência a partir do diagrama de bloco obtido por você na seção anterior. Qual a relação entre a entrada e a saída do sistema em malha fechada? E, sem o sistema de controle, qual a relação entre a entrada e a saída do tanque? Qual a ordem do sistema e quais os seus parâmetros?

A partir da resposta a esses questionamentos, você terá em mãos a arquitetura de controle em malha fechada para o problema de controle de nível do tanque. A partir disso é possível realizar outros passos importantes do processo de projeto de controle como simulação do sistema como um todo, ajuste dos parâmetros do controlador, análise de desempenho, eficiência, estabilidade, etc.

Bom trabalho!

Não pode faltar

Uma equação diferencial ordinária (EDO) que descreve o comportamento de um sistema dinâmico é denominada modelo desse sistema no domínio do tempo. Na teoria de controle, lidamos com o mesmo modelo descrito no domínio da frequência, pois, nesse domínio, as EDO's se tornam equações algébricas que são de fácil manipulação matemática, e, além disso, nos permitem fazer importantes análises de desempenho do sistema no domínio da frequência. Para fazermos a transformação do domínio do tempo para o domínio da frequência, usamos a Transformada de Laplace, definida na Equação 3.7.

$$\mathcal{L}[f(t)] = \int_0^{\infty} e^{-st} f(t) dt = F(s) \quad (3.7)$$

A Equação 3.1 nos diz que ao aplicarmos a Transformada de Laplace a uma função $f(t)$ (variante no tempo) obtemos uma outra função $F(s)$, que é a Transformada de Laplace de $f(t)$ no domínio da frequência. É comum denominarmos a função resultante da transformada pela letra maiúscula da função original. Como você percebeu, a integral utilizada é imprópria, ou seja, ela pode ser trabalhosa de ser resolvida para que obtenhamos a Transformada de Laplace de funções mais complexas. Na prática, fazemos a aplicação da transformada não por meio de sua definição (equação 3.7), mas com o auxílio de suas propriedades matemáticas e tabelas de resultados de Transformadas de Laplace previamente obtidas. O Quadro 3.3 mostra as propriedades da Transformada de Laplace mais utilizadas.

Quadro 3.3 | Propriedades da Transformada de Laplace

Propriedades	Exemplos
Linearidade	$\mathcal{L}[\alpha f(t) + \beta g(t)] = \alpha F(s) + \beta G(s)$
Derivada no tempo	$\mathcal{L}[f^{(1)}(t)] = sF(s) - f(t=0)$ $\mathcal{L}[f^{(2)}(t)] = s^2 F(s) - f^{(1)}(t=0) - f(t=0)$

Escalonamento	$\mathcal{L}[f(\alpha t)] = \frac{1}{\alpha} F\left(\frac{s}{\alpha}\right)$
Valor inicial	$\lim_{t \rightarrow 0} f(t) = \lim_{s \rightarrow \infty} sF(s)$
Valor final	$\lim_{t \rightarrow \infty} f(t) = \lim_{s \rightarrow 0} sF(s)$
Deslocamento no tempo	$\mathcal{L}[\mu(t - \alpha)f(t - \alpha)] = e^{-\alpha s} F(s)$

Fonte: adaptado de Felício (2010, p. 540-543).



Exemplificando

A partir apenas da definição e de suas propriedades, a Transformada de Laplace pode ser calculada para qualquer função. Uma função muito conhecida, de grande importância e utilização é a função degrau, que caracteriza algo que muda de valor com grande rapidez. O quão grande essa variação de valor precisa ser (para ser encarada como um degrau) depende do sistema com o qual estamos lidando: quanto mais rápida for a dinâmica do sistema, mais rápida precisa ser a variação do valor, e quanto menos rápida for o sistema, menos rápida precisa ser a variação desse valor.

A função degrau é caracterizada por $\mu(t)$ e sua definição é dada na Equação 3.8.

$$\mu(t) = \begin{cases} 0, & \text{se } t < 0 \\ \frac{1}{2}, & \text{se } t = 0 \\ 1, & \text{se } t > 0 \end{cases} \quad (3.8)$$

Ao aplicarmos a definição para encontrarmos a Transformada de Laplace da função degrau, temos a Equação 3.9.

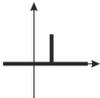
$$\begin{aligned}
 \mathcal{L}[\mu(t)] &= \int_0^{\infty} e^{-st} \mu(t) dt \\
 &= \int_{0^+}^{\infty} e^{-st} \underbrace{\mu(t)}_1 dt \\
 &= \int_0^{\infty} e^{-st} dt \\
 &= \left[\frac{e^{-st}}{-s} \right]_0^{\infty} \\
 &= 0 - \frac{1}{-s}
 \end{aligned}$$

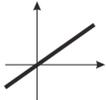
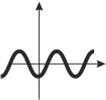
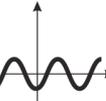
$$\mathcal{L}[\mu(t)] = \frac{1}{s} \quad (3.9)$$

Agora sabemos que a Transformada de Laplace da função degrau $\mu(t)$ é $\frac{1}{s}$. Mas, perceba que para uma simples função como esta, o cálculo da transformada pela definição é bem simples. Se a função for mais complexa, o cálculo pode se tornar pouco trivial. Por isso, fazemos uso de tabelas com resultados conhecidos, para obtermos a transformada de funções mais complexas, juntamente com as propriedades da Transformada de Laplace.

O Quadro 3.4 mostra alguns resultados de Transformada de Laplace.

Quadro 3.4 | Alguns resultados da Transformada de Laplace

Função	Formato da função no domínio do tempo	Transformada de Laplace
$\mu(t)$ (função degrau)		$\frac{1}{s}$
$\delta(t)$ (função impulso)		1

t (função rampa)		$\frac{1}{s^2}$
$\text{sen}(\omega t)$		$\frac{\omega}{s^2 + \omega^2}$
$\text{cos}(\omega t)$		$\frac{s}{s^2 + \omega^2}$

Fonte: Felício (2010, p. 541-542).

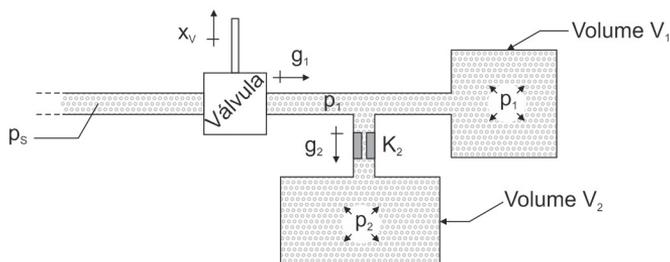
Exemplificando

A Figura 3.25 apresenta um sistema no qual circula gás butano, sendo que a entrada tem pressão P_s constante. A válvula restringe a passagem de gás de maneira linear com X_v , como mostra a Equação 3.10.

$$G_1 = K_v X_v \quad (3.10)$$

Todo o sistema funciona a temperatura constante e os volumes V_1 e V_2 são constantes.

Figura 3.25 | Sistema fluido de gás butano



Fonte: adaptada de Felício (2010, p.114).

Onde:

p_1 e p_2 são as pressões dos volumes V_1 e V_2 , respectivamente

p_s é a pressão de entrada (constante)

x_v é o deslocamento da válvula

g_1 e g_2 são vazões volumétricas

K_2 é a resistência fluídica

K_v é a constante que relaciona o fluxo G_1 ao deslocamento X_v da válvula

Com isso, temos as Equações 3.11 e 3.12, que modelam no tempo o comportamento do sistema.

$$K_2 p_1(t) = \frac{V_2}{RT} \frac{dp_2(t)}{dt} + K_2 p_2(t) \quad (3.11)$$

$$K_v x_v(t) - K_2 (p_1(t) - p_2(t)) = \frac{V_1}{RT} \frac{dp_1(t)}{dt} \quad (3.12)$$

R é a constante universal dos gases e T é a temperatura, que é constante em toda a tubulação.

Ambas as Equações (3.11 e 3.12) podem ser transformadas para o domínio do tempo aplicando-se a Transformada de Laplace por meio de suas propriedades e tabela de transformadas conhecidas (Quadro 3.2). Vamos proceder com a Equação 3.11. Primeiramente, aplicamos a Transformada de Laplace em ambos os lados da Equação 3.11 para obtermos a 3.13.

$$\mathcal{L}[K_2 p_1(t)] = \mathcal{L}\left[\frac{V_2}{RT} \frac{dp_2(t)}{dt} + K_2 p_2(t)\right] \quad (3.13)$$

Então, sabendo que K_2 , V_2 , R e T são constantes, podemos aplicar a propriedade da linearidade. Assim, obtemos a Equação 3.14.

$$K_2 \mathcal{L}[p_1(t)] = \frac{V_2}{RT} \mathcal{L}\left[\frac{dp_2(t)}{dt}\right] + K_2 \mathcal{L}[p_2(t)] \quad (3.14)$$

Como já dito, no domínio da frequência, costuma-se utilizar a letra maiúscula, então, da propriedade da derivada no tempo, temos

$\mathcal{L}\left[\frac{dp_2(t)}{dt}\right] = sP_2(s) - p_2(t=0)$, sendo que $\mathcal{L}[p_2(t)] = P_2(s)$. Supondo que inicialmente a pressão p_2 seja nula, ou seja, $p_2(t=0) = 0$, temos a Equação 3.15.

$$K_2 P_1(s) = \frac{V_2}{RT} s P_2(s) - \frac{V_2}{RT} p_2(t=0) + K_2 P_2(s)$$

$$K_2 P_1(s) = \frac{V_2 s}{RT} P_2(s) + K_2 P_2(s) \quad (3.15)$$

Ao aplicarmos o mesmo procedimento à Equação 3.12, analogamente, obtemos a Equação 3.16, supondo que a pressão p_1 também seja inicialmente nula.

$$K_v X_v(s) - K_2 (P_1(s) - P_2(s)) = \frac{V_1 s}{RT} P_1(s) - \frac{V_1 s}{RT} p_1(t=0)$$

$$K_v X_v(s) - K_2 (P_1(s) - P_2(s)) = \frac{V_1 s}{RT} P_1(s) \quad (3.16)$$

Perceba que, ao impormos um valor de deslocamento para a válvula, obtemos um sistema de equações com as quais conseguimos resolver (no domínio da frequência) tanto $P_1(s)$ quanto $P_2(s)$.

O processo inverso de obter a equação no domínio no tempo a partir da frequência é denominado de Transformada Inversa de Laplace. A transformada inversa pode ser utilizada para que, a partir da solução da EDO (modelo do sistema) no domínio da frequência, que é uma função matemática também no domínio da frequência, possamos trazê-la para o domínio do tempo para então traçarmos sua resposta no tempo e observar seu comportamento.

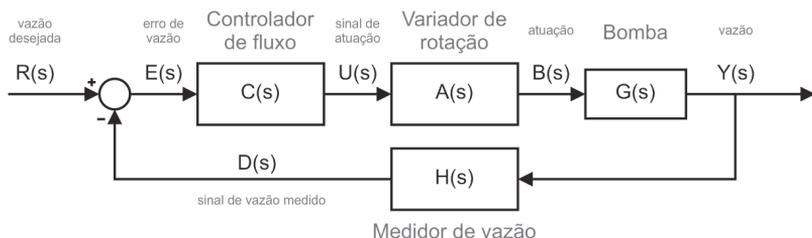
Tendo em mãos o modelo no domínio da frequência, ou seja, após ter sido aplicada a Transformada de Laplace, podemos construir o que se chama de diagrama de blocos. O diagrama de blocos é um método gráfico de se representar sistemas de controle. Na seção anterior, você já analisou de forma superficial diagramas de blocos para entender o conceito de malha aberta e malha fechada. Agora veremos o mesmo conceito com mais detalhes.

A partir de um diagrama de blocos, podemos obter a relação entre sua entrada que, em malha fechada, geralmente é o valor desejado para a variável controlada, e sua saída, que é a própria variável manipulada.

Considere, por exemplo, o caso de controle de fluxo de saída de uma bomba de sucção de petróleo. A Figura 3.26 apresenta um

exemplo de diagrama de blocos para o sistema de controle em questão, onde $R(s)$, $E(s)$, $U(s)$, $B(s)$, $Y(s)$ e $D(s)$ são os sinais (as setas que interligam os blocos) e $C(s)$, $A(s)$, $G(s)$ e $H(s)$ são os blocos (os sistemas, plantas, processos ou dispositivos utilizados na malha de controle, que são dados pelos seus modelos matemáticos no domínio da frequência). Os blocos de um diagrama trocam informações entre si por meio dos sinais.

Figura 3.26 | Diagrama de blocos de um sistema de controle de bomba



Fonte: elaborada pelo autor.

Cada bloco (controlador de fluxo, variador de rotação, bomba, medidor de vazão) de um diagrama de blocos representa uma relação de proporcionalidade entre sua entrada e sua saída. Por exemplo, observando o bloco da bomba, podemos extrair a Equação 3.17 e, a partir do bloco do variador de rotação, a Equação 3.18. Essas equações são denominadas as funções de transferência de cada bloco.

$$\frac{Y(s)}{B(s)} = G(s) \Rightarrow Y(s) = G(s)B(s) \quad (3.17)$$

$$\frac{B(s)}{U(s)} = A(s) \Rightarrow B(s) = A(s)U(s) \quad (3.18)$$

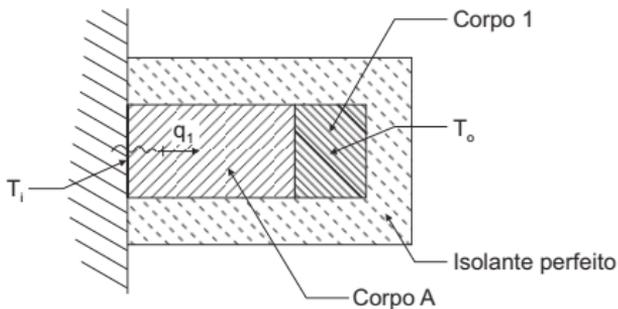


Exemplificando

Podemos também, a partir de uma função de transferência, obter o diagrama de blocos de um sistema. Veja, por exemplo, o sistema térmico da Figura 3.27. O sistema consiste em dois corpos (A e 1), que trocam calor entre si, sendo que o Corpo A recebe o calor q_1 devido à temperatura de entrada T_i e ambos corpos estão envolvidos

em um isolante perfeito, ou seja, não ganham nem perdem calor para o ambiente.

Figura 3.27 | Sistema térmico



Fonte: Felício (2010, p. 118).

O modelo matemático desse sistema é dado pela Equação 3.19

$$\frac{T_o(s)}{T_i} = \frac{1}{R_t C_t s + 1} \quad (3.19)$$

A partir da manipulação do modelo do sistema (Equação 3.19), podemos obter seu diagrama de blocos. Primeiramente, precisamos colocar todas as variáveis no numerador (Equação 3.20)

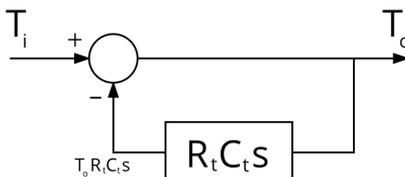
$$T_o R_t C_t s + T_o = T_i \quad (3.20)$$

Como sabemos que a entrada do sistema é T_i e a saída é T_o , basta isolarmos T_o que não multiplica $R_t C_t s$, como mostra a Equação 3.21.

$$T_o = T_i - T_o R_t C_t s \quad (3.21)$$

Com isso, podemos desenhar o diagrama de blocos do sistema térmico. A saída T_o é resultado da subtração de T_i com a própria saída multiplicada por $R_t C_t s$, ou seja, há retroalimentação, como podemos ver na Figura 3.28.

Figura 3.28 | Diagrama de blocos extraído da função de transferência



Fonte: elaborada pelo autor.

Com as Equações 3.17 e 3.18, podemos ver que a relação entre a saída de vazão e o sinal de atuação é dada pela multiplicação dos modelos da bomba e do variador de rotação, como mostra a Equação 3.22.

$$Y(s) = G(s)(A(s)U(s)) \Rightarrow \frac{Y(s)}{U(s)} = G(s)A(s) \quad (3.22)$$

Analogamente, temos a Equação 3.20, que relaciona o erro de vazão com a saída de vazão.

$$\frac{Y(s)}{E(s)} = G(s)A(s)C(s) \quad (3.23)$$

O bloco de soma, situado logo após a entrada de vazão desejada, nos indica que a vazão desejada subtraída pelo sinal de vazão medido resulta no erro de vazão. Matematicamente, temos a Equação 3.24.

$$E(s) = R(s) - D(s) \quad (3.24)$$

Também, sabemos que o sinal de vazão medido é dado pela Equação 3.25.

$$D(s) = H(s)Y(s) \quad (3.25)$$

Por fim, obtemos a relação entre o valor de saída de vazão e o valor de vazão desejado equacionando (3.23), (3.24) e (3.25), obtendo a Equação 3.26, que é a função de transferência de malha fechada do sistema de controle.

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{G(s)A(s)C(s)}{1 + G(s)A(s)C(s)H(s)} \quad (3.26)$$



Assimile

A função de transferência de um sistema guarda a relação entre a Transformada de Laplace da(s) saída(s) com a(s) entrada(s).

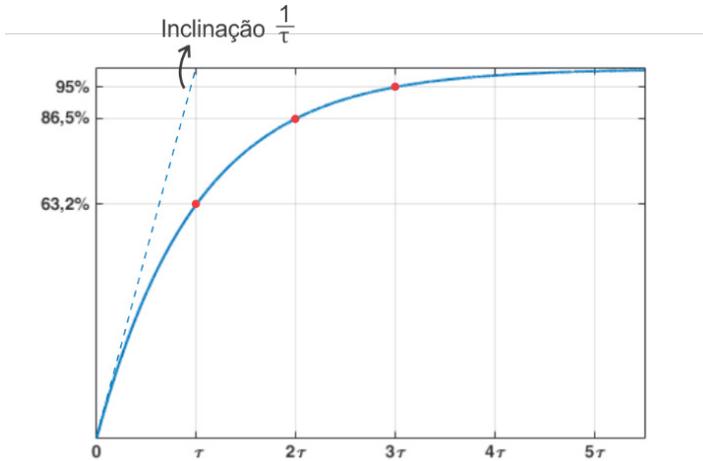
A função de transferência de um sistema nos passa várias informações acerca dele. Por exemplo, observando o maior expoente da variável **s** presente no denominador da função de transferência, descobrimos a ordem do sistema com o qual estamos lidando. Nosso escopo aqui se limita a sistemas de primeira (Equação 3.27) e de segunda ordem (Equação 3.28).

$$G_1(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (3.27)$$

$$G_2(s) = \frac{K\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (3.28)$$

Um sistema de primeira ordem tem a sua forma padrão como mostrada na equação (3.27), onde o fator K é o ganho do sistema e τ é sua constante de tempo. Para entendermos ambos fatores, veja a Figura 3.29, que mostra a resposta de um sistema de primeira ordem à entrada degrau unitário, sendo que essa representa um sinal que altera seu valor de maneira muito mais rápida do que a dinâmica do sistema que este enxerga como uma mudança abrupta.

Figura 3.29 | Resposta de um sistema de primeira ordem à entrada degrau



Fonte: Garcia (2017, p. 82).

O valor final, ou valor de regime permanente da resposta do sistema é dado pelo valor de ganho K multiplicado pela amplitude da entrada. No caso de uma entrada degrau unitário, como sua amplitude é 1, o valor de regime permanente da resposta será $K \cdot 1 = K$. A constante de tempo nos informa o tempo necessário para, após a entrada degrau, o sistema alcançar 63,2% do seu valor de regime permanente, ou seja, no caso de um degrau unitário, o sistema leva τ segundos para assumir um valor de $0,632 \cdot K$, logo, a constante de tempo é dada em unidade de tempo. Após

2τ e 3τ segundos, o sistema terá alcançado valor de $0,865 \cdot K$ e $0,95 \cdot K$, respectivamente. Perceba ainda que a resposta do sistema

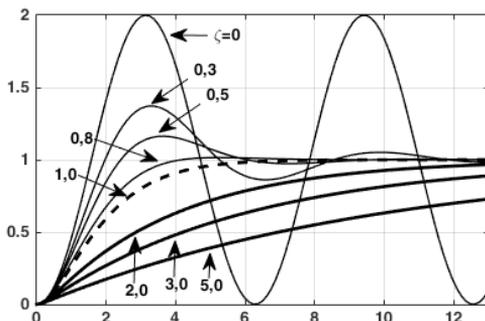
se inicia com derivada não nula igual a $\frac{1}{\tau}$. Essa é uma característica

muito importante da resposta de sistemas de primeira ordem, pois ela nos permite diferenciar visualmente a resposta de um sistema de primeira ordem da resposta de um sistema de segunda ordem criticamente ou sobre amortecido, como veremos nas próximas páginas.

Para ilustrar o efeito dessas constantes, imagine dois tanques similares, como os ilustrados na Figura 3.2 (primeira seção desta unidade), sendo que seus ganhos são idênticos, mas o primeiro tanque tem constante de tempo menor que o segundo tanque. Com a mesma entrada e em regime permanente, ambos tanques alcançam a mesma altura de nível, mas como o primeiro tanque apresenta constante de tempo menor, sua curva de resposta tende mais rapidamente à esse valor de regime do que o segundo tanque. Em outras palavras, a derivada no tempo da resposta do primeiro tanque apresenta, durante todo o tempo, um valor maior do que a derivada temporal da resposta do segundo tanque.

Com sistemas de segunda ordem (Equação 3.85), o ganho K tem o mesmo efeito que em sistemas de primeira ordem para entrada degrau. Temos ainda o fator de amortecimento (ζ , adimensional) e a frequência natural de oscilação do sistema (ω_n , em radianos por segundo). A frequência natural do sistema nos informa o quão intensa é a frequência de oscilação do sistema dinâmico. O fator de amortecimento, que é um número maior ou igual a zero, define o formato da curva de resposta do sistema, como pode ser observado na Figura 3.30.

Figura 3.30 | Respostas de um sistema de segunda ordem à entrada degrau unitário



Fonte: elaborada pelo autor.



Refleta

Perceba que a resposta de um sistema de segunda ordem criticamente amortecido ou sobreamortecido é similar à resposta de um sistema de primeira ordem. Você consegue apontar alguma(s) diferença(s) entre a resposta desses sistemas?

As faixas de valores de ζ definem a característica do sistema:

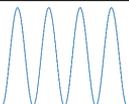
- $\zeta = 0$: o sistema oscila infinitamente, pois significa ausência de dissipação de energia no sistema. Esse tipo de sistema é denominado não amortecido.
- $0 < \zeta < 1$: o sistema apresenta um pico de resposta, denominado sobressinal, com uma oscilação cuja intensidade vai diminuindo ao longo do regime transitório, até se tornar nula. A partir desse instante, o sistema entra em regime permanente, chamado de sub-amortecido.
- $\zeta = 1$: o sistema deixa de apresentar um pico de sobressinal e é o que mais rapidamente entra em regime permanente (ou seja, tem o menor regime transitório) em relação aos outros valores de fator de amortecimento. Esse sistema é denominado criticamente amortecido.
- $\zeta > 1$: assim como sistema criticamente amortecido, esta não apresenta pico de sobressinal e demora mais para alcançar o regime permanente. Esse sistema é denominado sobreamortecido ou superamortecido.

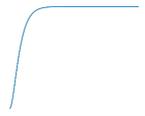
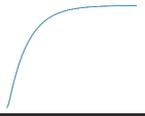


Assimile

O fator de amortecimento de um sistema dinâmico de segunda ordem nos informa como é seu comportamento. O Quadro 3.5 resume as informações.

Quadro 3.5 | Faixas de valores de fator de amortecimento

Fator de amortecimento	Perfil da curva de resposta	Tipo de amortecimento
$\zeta = 0$		Não amortecido

$0 < \zeta < 1$		Subamortecido
$\zeta = 1$		Criticamente amortecido
$\zeta > 1$		Sobreamortecido

Fonte: elaborado pelo autor.

Essa análise é aplicável a sistemas estáveis. Sistemas estáveis são aqueles que apresentam uma resposta limitada a uma entrada limitada. Resposta ou entrada limitada é aquela que não tende a infinito (seja infinito positivo ou negativo). Existem alguns métodos de cálculo que nos permite saber se um sistema é estável ou não. Um dos mais conhecidos e mais fáceis de se utilizar é o método de Routh-Hurwitz.



Pesquise mais

O método de Routh-Hurwitz é muito útil para descobrir se o sistema é estável ou não. Veja sobre este método na seção 5.6 do livro *Engenharia de Controle Moderno*.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 5. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010.

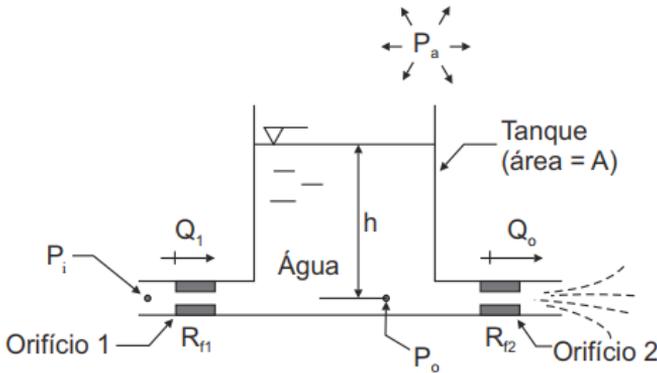
Sem medo de errar

Você, como responsável do projeto de controle do tanque de nível de água destilada, utilizada na produção de várias frações do petróleo, deve continuar seu trabalho com o objetivo de obter o equacionamento do sistema para que a equipe de projeto de controlador possa realizar os ajustes e simulações necessárias

com o controle do sistema a fim de colocá-lo em funcionamento. Para isso, você deve encontrar a função de transferência de malha fechada do sistema, entender qual a relação entre a entrada e a saída do tanque e qual a ordem de interação entre os componentes da malha de controle do sistema como um todo.

A Figura 3.31 mostra o tanque com água destilada, que está sendo submetido à aplicação de um sistema de controle.

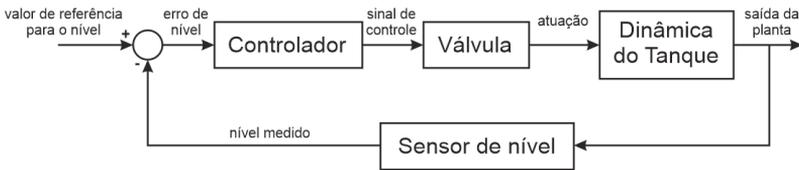
Figura 3.31 | Desenho esquemático de um tanque horizontal com controle de nível



Fonte: Felício (2010, p. 99).

Na seção anterior, você construiu o diagrama de blocos do sistema, que é mostrado na Figura 3.32.

Figura 3.32 | Diagrama de bloco do controle de nível para o tanque



Fonte: elaborada pelo autor.

O Quadro 3.6 apresenta as funções de transferência do controlador e da válvula, de acordo com o manual dos respectivos fabricantes, do tanque, a partir de modelagem matemática do sistema e do sensor de nível, de acordo com sua carta de calibração, disponibilizada pelo seu fabricante.

Quadro 3.6 | Funções de transferência dos elementos da malha de controle

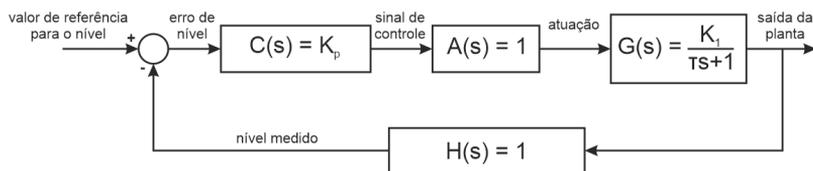
	Função de transferência	Entrada	Saída
Controlador	K_p	Erro de nível (em metros)	Sinal de controle (adimensional)
Válvula	1	Sinal de controle (adimensional)	Pressão (em Pascal)
Dinâmica do Tanque	$\frac{K_1}{\tau s + 1}$, onde $K_1 = \frac{1}{R_{f1} + R_{f2}}$ e $\tau = \frac{AR_{f1}R_{f2}}{(R_{f1} + R_{f2})\rho g}$	Pressão (em Pascal)	Nível do tanque (em metros)
Sensor de nível	1	Nível do tanque (em metros)	Nível do tanque medido (em metros)

Fonte: elaborado pelo autor.

Perceba que tanto a válvula (que é o atuador) quanto o sensor de nível têm função de transferência unitária. Isso significa que a saída de ambos é exatamente igual às suas respectivas entradas. Em outras palavras, é como se ambos fossem elementos neutros na malha de controle.

Substituindo as funções de transferência do Quadro 3.6 na Figura 3.32, obtemos a Figura 3.33, lembrando que os blocos do sensor de nível e da válvula podem ser omitidos, já que suas funções de transferência são unitárias.

Figura 3.33 | diagrama de bloco com função de transferência de cada sistema



Fonte: elaborada pelo autor.

Obtemos a seguinte função de transferência de malha fechada (Equação 3.29).

$$\frac{Y}{R}(s) = \frac{C(s)G(s)}{1 + C(s)G(s)} \quad (3.29)$$

Substituindo as respectivas funções de transferência em $C(s)$ (controlador utilizado) e $G(s)$ (modelo dinâmico da planta), obtemos a Equação 3.30, que é a função de transferência do sistema em malha fechada.

$$\frac{Y}{R}(s) = \frac{\frac{K_p K_1}{1 + K_p K_1}}{\frac{\tau}{1 + K_p K_1} s + 1} \quad (3.30)$$

A partir do Quadro 3.6 e da Equação 3.30, podemos ver que tanto em malha aberta quanto em malha fechada, temos um sistema de primeira ordem, sendo que, em malha aberta, temos o ganho como sendo K_1 (em metros por Pascal), constante de tempo τ

(em segundos), malha fechada o ganho é $\frac{K_p K_1}{1 + K_p K_1}$ (adimensional)

e a constante de tempo é $\frac{\tau}{1 + K_p K_1}$ (em segundos). Com isso, temos

a estrutura matemática adequada para que a equipe de projeto de controlador simule e ajuste o controle do sistema.

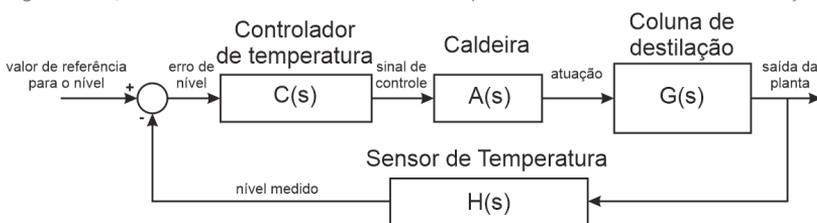
Com a função de transferência em malha fechada do sistema (Equação 3.30), podemos analisar que o ganho do sistema nos mostra que ele é, no máximo, unitário, ou seja, a magnitude da saída nunca será maior que a magnitude da entrada do sistema de controle. Em outras palavras, é impossível ajustarmos um ganho no controlador que faça com que saia mais água do tanque ($Y(s)$) do que o valor desejado para o nível de referência ($R(s)$). A constante de tempo do sistema nos mostra que, quanto maior a constante de tempo do tanque, mais lento será o sistema em malha fechada, mas aumentando o ganho do controlador, podemos aumentar a rapidez de resposta do sistema de controle em malha fechada.

Aplicação de sensoriamento para fechamento de malha de controle

Descrição da situação-problema

A Figura 3.34 apresenta a malha fechada de controle de um sistema de destilação, no qual o petróleo recebe calor para se decompor em vários produtos finais (vapores e líquidos).

Figura 3.34 | Malha do sistema de controle de temperatura de uma coluna de destilação



Fonte: elaborada pelo autor.

Após haver um problema com o sensor de temperatura da malha de controle ($H(s)$), será necessário substituí-lo por um sensor novo ($H_{novo}(s)$) e, com isso, será necessário reajustar o controlador do sistema. Você ficou encarregado de obter a nova função de transferência do sistema em malha fechada. Como pode ser obtida essa função de transferência, sabendo que, de acordo com as informações do fabricante, o modelo da planta e do controlador (do tipo PID – Proporcional, integrativo e derivativo) são dados pelas Equações 3.31 e 3.32, respectivamente, e o modelo do novo sensor é dado pela Equação 3.33?

$$G(s) = \frac{35}{s^2 + 10,5s + 49} \quad (3.31)$$

$$C(s) = K_p \left(1 + T_d s + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (3.32)$$

$$H_{novo}(s) = \frac{1}{2s + 1} \quad (3.33)$$

As constantes de ajuste K_p , T_d e T_i (conhecidas como ganho, tempo derivativo e tempo integral, respectivamente) devem ser encaradas como constantes desconhecidas, pois elas assumem um valor desconhecido que dependerá do processo de ajuste do controlador, realizado pelo profissional responsável pela planta.

Resolução da situação-problema

Observando a Figura 3.32, podemos extrair a equação da malha fechada de controle da planta, de acordo com a Equação 3.34.

$$Y(s) = G(s)C(s)(R(s) - H_{\text{nov}}(s)Y(s))$$

$$Y(s)(1 + H_{\text{nov}}(s)G(s)C(s)) = G(s)C(s)R(s)$$

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{G(s)C(s)}{1 + G(s)C(s)H_{\text{nov}}(s)} \quad (3.34)$$

Substituindo os modelos das Equações 3.31, 3.32 e 3.33, na Equação 3.34 teremos a função de transferência em malha fechada, exibida na Equação 3.35.

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{\frac{35}{s^2 + 10,5s + 49} K_p \left(1 + T_d s + \frac{1}{T_i s}\right)}{1 + \frac{35}{s^2 + 10,5s + 49} K_p \left(1 + T_d s + \frac{1}{T_i s}\right) \frac{1}{2s + 1}}$$

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{35K_p (T_i s + T_d T_i s^2 + 1)(2s + 1)}{(s^2 + 10,5s + 49) T_i s (2s + 1) + 35K_p (T_i s + T_d T_i s^2 + 1)}$$

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{35K_p (2T_d T_i s^3 + (2T_i + T_d T_i) s^2 + (T_i + 2) s + 1)}{T_i (2s^4 + 22s^3 + 108,5s^2 + 49s) + 35K_p (T_d T_i s^2 + T_i s + 1)} \quad (3.35)$$

Com isso, obtemos a função de transferência para o sistema em malha fechada da Figura 3.32 com o novo sensor (função de transferência $H_{\text{nov}}(s)$). Perceba que mantivemos os valores de K_p , T_d e T_i em aberto, já que após a troca do sensor, é necessário que o controlador seja reajustado, a fim de que o sistema trabalhe de acordo com o desejado para o processo como um todo.

Faça valer a pena

1. Na realidade, os processos de fabricação são muito complexos matematicamente falando. Chega a ser impraticável realizar a modelagem “perfeita” desses sistemas dinâmicos. Então, na prática, opta-se por aproximar esses processos complexos a sistemas mais simples de serem utilizados. Para isso, sistemas de primeira e de segunda ordem são comumente utilizados. Logo, é importante conhecermos suas principais características.

Considerando as afirmações abaixo, qual alternativa apresenta todas as afirmativas corretas?

- I. Sistemas de 1ª ordem apresentam sobressinal.
- II. Sistemas de 2ª ordem podem ou não apresentar sobressinal.
- III. Quanto maior o valor da constante de tempo do sistema de 1ª ordem, mais ele demorará para alcançar seu regime permanente.
- IV. A frequência de oscilação de um sistema de 2ª ordem nos informa o quão rápido o sistema oscila.

- a) I e II.
- b) II e IV.
- c) I e III.
- d) I, III e IV.
- e) II, III e IV.

2. A Transformada de Laplace é a ferramenta matemática utilizada para levar um modelo dinâmico de um sistema no domínio do tempo para o domínio da frequência. Para fazermos o caminho inverso, aplicamos a Transformada Inversa de Laplace. O Quadro a seguir mostra alguns resultados da Transformada de Laplace, mas também podemos utilizá-la para obtermos a Transformada Inversa de Laplace de uma função no domínio da frequência.

Quadro 3.7 | Transformadas de Laplace

Função	Transformada de Laplace
$\frac{1}{b} e^{-at} \text{sen}(bt)$	$\frac{1}{(s+a)^2 + b^2}$
e^{-at}	$\frac{1}{s+a}$

$\frac{1 - e^{-at}}{a}$	$\frac{1}{s(s+a)}$
t	$\frac{1}{s^2}$

Fonte: adaptado de Felício (2010, p.541-542).

Observando as equações de I a VIII e utilizando o quadro anterior, juntamente com a propriedade de linearidade da Transformada de Laplace, assinale a alternativa que corretamente apresenta os pares função e sua Transformada de Laplace.

I. $\frac{1 + 3t - e^{-3t}}{3}$

II. $\frac{1}{s}$

III. $0,5e^{-t} \text{sen}\left(\frac{t}{2}\right)$

IV. $\frac{1}{(s+1)^2 + 4}$

V. 1

VI. $\frac{1}{4} \left(\frac{5}{s^2} + \frac{6}{s+10} \right)$

VII. $\frac{5t + 6e^{-10t}}{4}$

VIII. $\frac{2s + 3}{s^2(s+3)}$

- a) I-VIII, V-II, III-IV, VII-VI.
- b) I-V, III-II, VI-VIII, VII-IV.
- c) VII-VIII, V-II, III-VI, I-IV.
- d) I-II, III-V, VI-VIII, IV-VII.
- e) I-VIII, V-III, IV-II, VI-VII.

3. Um sistema de controle de bomba de uma tubulação de petróleo era realizado em malha aberta, como pode ser visto na Figura 3.35

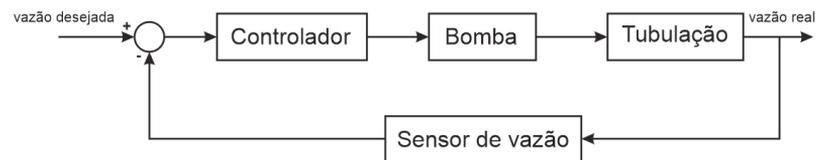
Figura 3.35 | sistema de controle em malha aberta



Fonte: elaborada pelo autor.

Como o sistema não era robusto a distúrbios na planta, decidiu-se utilizar o sistema de controle em malha fechada, como indica a Figura 3.36

Figura 3.36 | sistema de controle em malha fechada



Fonte: elaborada pelo autor.

Cada um dos blocos dos sistemas é dado por:

- Controlador: $C(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right)$
- Tubulação: $G(s) = \frac{K_G \omega_n^2}{s^2 + 2\zeta \omega_n s + \omega_n^2}$
- Sensor de vazão: $H(s) = \frac{K_H}{\tau_H s + 1}$

Qual das alternativas abaixo exhibe, respectivamente, a função de transferência do sistema de controle em malha aberta e em malha fechada?

a) $\frac{K_p K_G \omega_n^2 (T_i s + 1)}{T_i s (s^2 + 2\zeta \omega_n s + \omega_n^2)}$ para ambos.

b) $\frac{K_p K_G \omega_n^2 (T_i s + 1)}{T_i s (s^2 + 2\zeta \omega_n s + \omega_n^2)}$ e $K_G K_H \frac{\omega_n^2}{(s^2 + 2\zeta \omega_n s + \omega_n^2)(\tau_H s + 1)}$

c) $K_G K_H \frac{\omega_n^2}{(s^2 + 2\zeta \omega_n s + \omega_n^2)(\tau_H s + 1)}$ e $\frac{K_p K_G \omega_n^2 (T_i s + 1)}{T_i s (s^2 + 2\zeta \omega_n s + \omega_n^2) + K_p K_G \omega_n^2 (T_i s + 1)}$

$$d) \frac{K_G K_H \omega_n^2}{(s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2)(\tau_H s + 1)} e \frac{K_p K_G \omega_n^2 (T_I s + 1)(\tau_H s + 1)}{T_I s (s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2)(\tau_H s + 1) + K_H K_p K_G \omega_n^2 (T_I s + 1)}$$

$$e) \frac{K_p K_G \omega_n^2 (T_I s + 1)}{T_I s (s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2)} e \frac{K_p K_G \omega_n^2 (T_I s + 1)(\tau_H s + 1)}{T_I s (s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2)(\tau_H s + 1) + K_H K_p K_G \omega_n^2 (T_I s + 1)}$$

Referências

CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 1. ed. São Paulo: Edgard Blüncher, 2006.

CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 2. ed. São Paulo: Blücher, 2010.

CARVALHO, F. M. de; NIECKELE, A. O. **Análise das estatísticas do padrão de golfadas**. 2013. Disponível em: <http://www.puc-rio.br/ensinopesq/ccpg/Pibic/relatorio_resumo2013/relatorios_pdf/ctc/MEC/MEC-Francielle Mello de Carvalho.pdf>. Acesso em: 7 mar. 2018.

FELÍCIO, L. C. **Modelagem da dinâmica e sistemas e estudo da resposta**. 2. ed. São Carlos: RiMa, 2010.

GARCIA, H. B. **Teoria de controle moderno**. Londrina: Editora e Distribuidora Educacional S.A. 2017. 200 p.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 5. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010.

SCADABR. Disponível em: <<http://www.scadabr.com.br/>>. Acesso em: 6 mar. 2018.

Sistemas de controle

Convite ao estudo

Ao aplicar controle nos processos industriais, a maior justificativa é, sem dúvida, a economia. Busca-se menor variabilidade no produto, fato este que melhora sua qualidade; isso trabalhando mais perto das restrições do processo. Com os avanços tecnológicos e a constante necessidade das indústrias em reduzir custos, para tornar seus produtos competitivos no mercado globalizado, o controle de processos, cada vez mais eficiente, tem se tornado uma necessidade básica.

Nas unidades anteriores, você aprendeu sobre dispositivos usados na instrumentação de processos, como os sensores, e os conceitos básicos relacionados a controle. Nesta unidade, estudaremos sobre o mais importante dos instrumentos usados em um laço de controle: o controlador. Trata-se da parte "inteligente" que toma as decisões na malha de controle automática, com base no valor desejado comparado (malha fechada ou combinada), ou não (malha aberta), com medidas da variável de saída. Sendo as manipulações realizadas na variável de entrada do pareamento, isto é, a variável manipulada. Você verá que a ação do controlador é determinada por seus parâmetros (intervalo diferencial K_p , K_i e K_d), os quais são ajustáveis, de modo que projetar o controlador consiste em determinar os valores de tais parâmetros, conduzindo a dinâmica em malha fechada para o comportamento desejado.

Você aprenderá, nesta unidade, sobre os sistemas de controle, e, ao final dela, poderá conhecer, aplicar e simular os diferentes tipos de controle nos processos industriais. Além disso, identificará os principais tipos de ações de controle e como combiná-los, associando-os aos instrumentos industriais

adequados. Com isso, terá uma base sólida sobre a aplicação de controle em processos industriais.

Para visualizar a aplicação dos conceitos aprendidos nesta seção, imagine que você foi contratado como trainee de uma indústria sucroalcooleira, que produz tanto álcool quanto diferentes tipos de açúcar a partir de cana-de-açúcar. Trata-se de processos industriais muito amplos que abarcam diversas das operações unitárias, por exemplo: moagem, extração, secagem, cristalização e destilação. Neste período do programa de treinamento, você tem atuado junto a especialistas em controle e automação, que atuam no sentido de garantir o funcionamento da fábrica em condições otimizadas de operação. Eles estão enfrentando alguns problemas na coluna de destilação, utilizada para obtenção do álcool etílico, e você atuará junto a eles no sentido de solucioná-los. O primeiro deles é na concentração de saída do álcool, que está abaixo da desejada. Também é necessário garantir uma pressão constante na coluna, reduzindo a oscilação que tem ocorrido nos valores deste parâmetro de operação. Além disso, o nível da coluna tem ficado acima do esperado, sendo necessário ajustá-lo. Nesse sentido, quais deverão ser as variáveis manipuladas e controladas em cada um desses casos? Como seria a representação esquemática dessas operações e os instrumentos de controle, além do diagrama de blocos desses sistemas? Quais ações de controle serão mais adequadas para realizar tais ajustes?

Para responder essas perguntas, você aprofundará no conhecimento dos sistemas de controle, visando suas aplicações nos processos industriais. Para isso, conhecerá os principais tipos de ações de controle e como combiná-los para obter o melhor desempenho da automatização.

Seção 4.1

Controladores de processos

Diálogo aberto

Nesta seção, teremos como foco os controladores, conhecidos como o “cérebro” dos sistemas automatizados. De maneira análoga, em nosso organismo, o cérebro dá os comandos ao corpo, e nos processos automatizados, os controladores dão os comandos ao atuador que promoverá alterações no sistema. Se você analisar o funcionamento da geladeira de sua casa, descobrirá que nela há um desses, o qual permite que a temperatura esteja em um intervalo adequado à conservação dos alimentos.

Imagine-se trabalhando em uma destilaria, que produz álcool etílico a partir de cana-de-açúcar. Seu gestor está com um problema na composição do álcool, pois ele está saindo da coluna de destilação com um teor alcóolico inferior ao desejado. Em vez de 96 °GL, tem-se obtido 90 °GL. Para resolver isso, ele recordou que há na fábrica um controlador proporcional disponível. A sugestão é, com o uso deste controlador, ajustar a válvula ar-para-fechar, que determina a vazão de refluxo do condensador para a coluna de destilação, por meio de uma perturbação degrau, de modo que a válvula deixe de operar manualmente e passe a ser automatizada. Sabe-se também que o ganho do sistema é dado por:

$$G(s) = \frac{1}{s^2 + 0,6s + 1} \quad (4.1)$$

Com base nessas informações, seu gestor solicitou a você um relatório, no qual esteja representado esquematicamente o sistema de controle e o diagrama de blocos, e sejam respondidas as seguintes perguntas: qual é a função de transferência do sistema? O controlador proporcional é adequado para este caso? Quais são as desvantagens deste instrumento, ao comparar sua ação de controle com as demais possíveis? Qual ganho proporcional você recomenda que seja utilizado na calibração do controlador? Qual

gráfico representa o perfil da ação do controlador em função do erro? E da resposta em função do tempo?

Esta seção lhe fornecerá elementos que poderão ser utilizados para realizar o trabalho e atender à necessidade de seu gestor. Nesse contexto, você aprenderá quais são os quatro tipos de ações de controle: duas posições, proporcional, integral e derivativa.

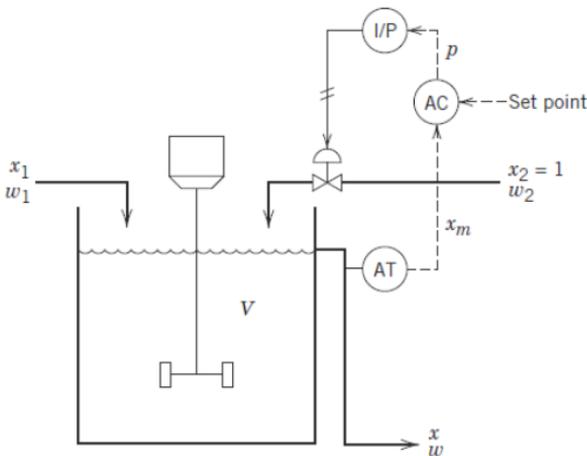
Que você consiga aprimorar seu senso analítico com o conteúdo desta seção!

Bons estudos!

Não pode faltar

Quando vamos controlar algum sistema dinâmico, desejamos, geralmente, que o sistema siga uma referência definida de alguma maneira. O tanque de mistura, Figura 4.1, por exemplo, tem como objetivo manter a composição final (x) com o valor desejado (set point), ajustando a vazão (w_2). O analisador – transmissor (**AT**) mede e transmite, via sinal eletrônico, o valor da composição final para o sistema de malha fechada. O controlador (**AC**) compara o valor medido (x_m) com o desejado (set point) e calcula o de saída apropriado (p), um sinal eletrônico que é enviado para o transdutor corrente – pressão (I/P) para ser convertido em um sinal pneumático compatível com a válvula de controle.

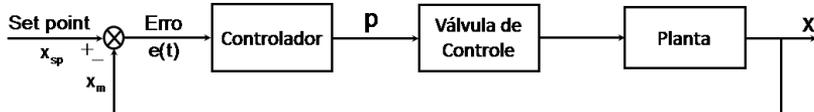
Figura 4.1 | Diagrama esquemático para um tanque de mistura



Fonte: adaptado de Seborg (2016, p. 124).

O diagrama de blocos simplificado deste sistema pode ser analisado na Figura 4.2.

Figura 4.2 | Diagrama de blocos simplificado para o processo do tanque de mistura



Fonte: elaborada pela autora.

Em controle, utiliza-se, geralmente, do valor do erro de operação de um sistema para definir, ou calcular, qual será a ação de controle à qual o sistema será submetido. Observe, a partir da Figura 4.2, que o sinal de entrada do controlador corresponde à comparação, ou ao erro, entre o valor medido (x_m) com o valor desejado (x_{sp}), ou set point. Logo, para controle em malha fechada, podemos matematicamente definir o erro como:

$$e(t) = x_{sp} - x_m \quad (4.1)$$

A partir do cálculo do erro, o controlador produz um sinal de saída apropriado (P), que será transmitido à válvula de controle que atuará sobre o sistema para reduzir o erro a zero ou a um valor pequeno. A maneira pela qual o controlador automático produz o sinal de controle é chamada de ação de controle.

A maioria dos controladores industriais pode ser classificada de acordo com suas ações de controle em:

- De duas posições ou liga-desliga (ou on-off).
- Proporcionais.
- Integrais.
- Derivativos.

Além destas, os controladores podem também ter sua ação de controle combinada, como veremos na próxima seção. Neste momento, entenderemos como ocorrem as ações separadamente.

A **ação liga-desliga** trata do tipo mais simples de controle, no qual o elemento tem somente duas posições fixas, isto é, o controlador está atuando (estado ligado) ou não (estado desligado).

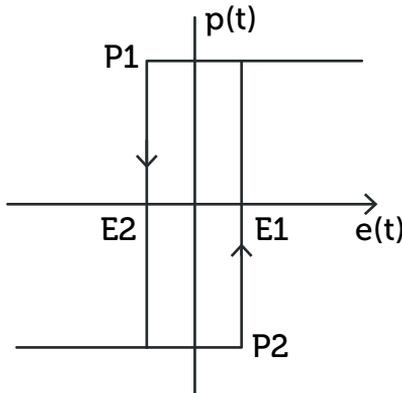
Matematicamente, podemos representar a ação deste tipo de controlador como mostra a equação a seguir (4.2).

$$p(t) = \begin{cases} P_1, & \text{para } e(t) \geq 0 \\ P_2, & \text{para } e(t) < 0 \end{cases} \quad (4.2)$$

Onde $p(t)$ é a ação de controle e $e(t)$ o erro, ambos temporais. Se o erro for negativo, a ação será P_2 , se for positivo, a ação será P_1 . É comum encontrarmos controladores desse tipo em que temos P_2 nulo ou até mesmo igual a $-P_1$.

Além disso, para evitar inconsistência quando o sinal de erro aproximar do zero, na prática se utiliza controladores liga-desliga com histerese, como mostra a Figura 4.3. Ao observarmos esta figura, inferimos que é necessário que o valor do erro ($e(t)$) tenha valores inferiores a $-E_2$ (ação P_2), ou superiores a E_1 (ação P_1), para que haja uma alteração na ação do controlador. O intervalo no qual o sinal de erro deve variar antes de ocorrer a ação de controle é denominado de *intervalo diferencial*.

Figura 4.3 | Ação de controle liga-desliga com histerese



Fonte: adaptado de <<http://www.ece.ufrgs.br/~jmgomes/pid/Apostila/apostila/node20.html>>. Acesso em: 11 abr. 2018.

Além das características já apresentadas, vale destacar que pelo baixo custo e pela simplicidade, este tipo de controlador é

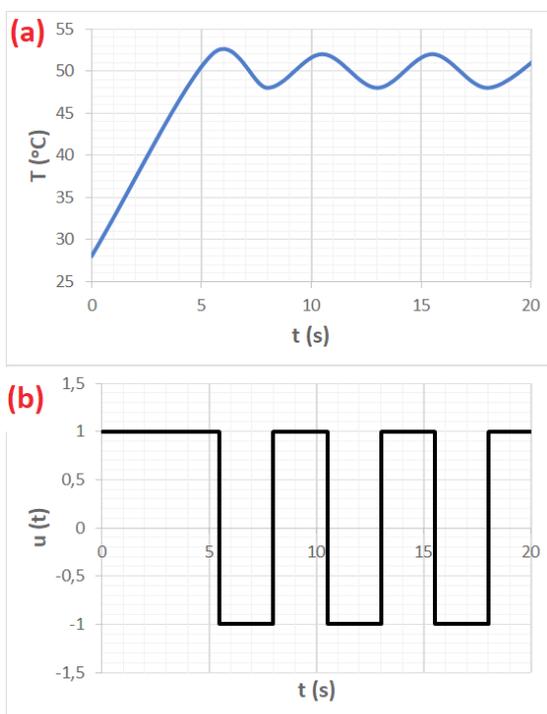
bastante utilizado em sistemas domésticos e industriais. Todavia, sua aplicação se limita aos sistemas nos quais não é necessária precisão nem um bom desempenho dinâmico, como termostato de geladeira ou controle de nível de tanques de água.



Exemplificando

Considere um banho termostático, utilizado para aquecer determinado tanque de mistura, como o da Figura 4.1. Atribuído o valor de temperatura de set point, por exemplo, 50 °C, o fluido de aquecimento (do banho) circulará em uma camisa que envolve o tanque de mistura, trocando calor com o fluido do tanque. O banho termostático tem um sensor de temperatura, imerso em seu fluido, e uma resistência elétrica (atuador). Supondo que este apresenta um controlador do tipo *on-off* em malha fechada, as temperaturas obtidas como resposta (Figura 4.4 (a)) e as ações de controle (Figura 4.4 (b)), em função do tempo, são como as apresentadas a seguir.

Figura 4.4 | Temperatura (a) e ações do controlador *on-off* (b) em um banho termostático



Fonte: elaborada pela autora.

Pela Figura 4.4 (a), nota-se que a resposta em uma malha fechada em função do tempo oscila em torno do valor de referência, denotando a baixa precisão do controlador *on-off*, considerando que a amplitude e a frequência da oscilação dependem do valor do intervalo diferencial.

Já na **ação de controle proporcional**, o sinal de controle aplicado a cada instante à planta é proporcional à amplitude do valor do sinal de erro, como mostra a equação a seguir:

$$u(t) = K_p e(t) \quad (4.3)$$

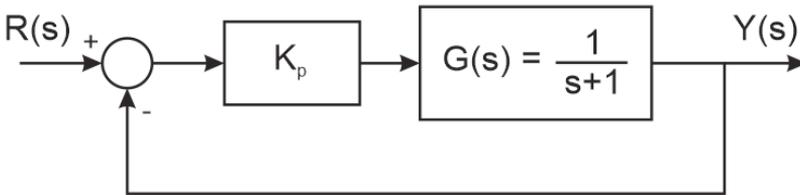
Ou, transformando por Laplace:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \quad (4.4)$$

Onde K_p é denominado ganho proporcional. Em um sistema em malha fechada, sua aplicação faz que o sistema controlado apresente um erro de regime permanente em sua resposta. A Figura 4.5 mostra um exemplo de diagrama de blocos com sistema de primeira ordem (equação 4.5), submetido a uma ação de controle proporcional em malha fechada, e a Figura 4.6 apresenta a resposta ao degrau unitário do sistema em malha fechada para diferentes valores de ganho proporcional.

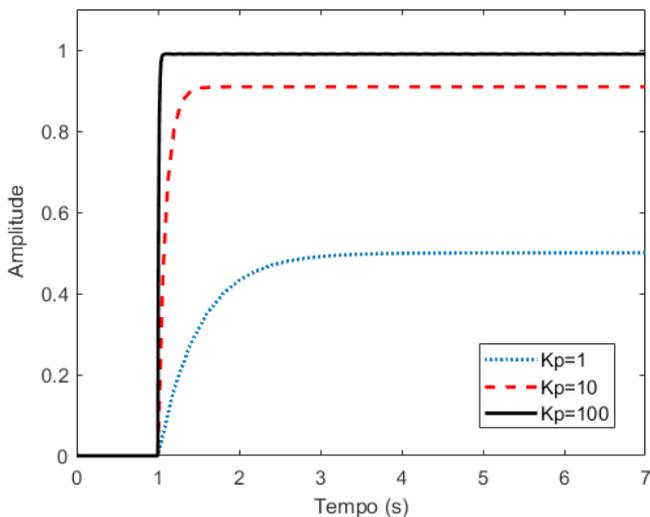
$$G(s) = \frac{1}{s+1} \quad (4.5)$$

Figura 4.5 | Diagrama de blocos em malha fechada do sistema de primeira ordem com ação de controle proporcional



Fonte: Garcia (2017).

Figura 4.6 | Resposta ao degrau unitário para diferentes valores de ganho proporcional



Fonte: elaborada pela autora.

Ao observar a Figura 4.6, notamos que quanto maior o valor do ganho proporcional, mais rápida será a resposta do sistema e menor o erro em regime permanente.



Refleta

Crie um modelo de um sistema dinâmico de segunda ordem estável (você pode encontrar o formato padrão do sistema de segunda ordem na Seção 3 da Unidade 3 deste material) e obtenha sua função de transferência em malha fechada com uma ação de controle proporcional (baseie-se no diagrama de blocos da Figura 4.5), cuja

função de transferência em malha fechada é dada por $\frac{Y(s)}{R(s)}$. Aplique

uma entrada degrau ao sistema para vários valores de ganho e observe o gráfico da saída no tempo.

O que ocorre com a resposta observada em relação ao seu período transitório? E em relação ao seu valor de regime permanente?

Um controlador, com **ação de controle integral**, tem o valor de saída do controlador, $p(t)$, modificado a uma taxa de variação proporcional à integral do sinal de erro atuante $e(t)$. Em outras palavras:

$$p(t) = \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt \quad (4.7)$$

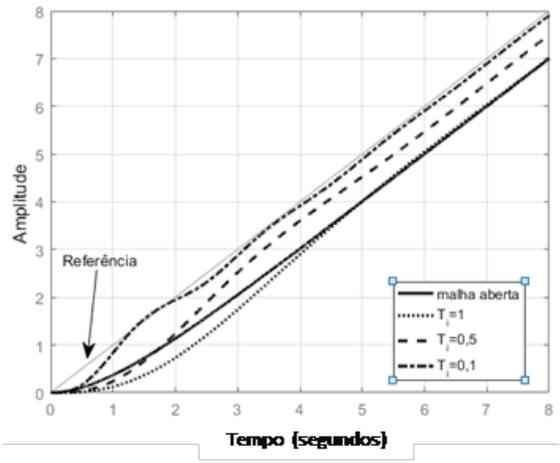
Onde T_i é um parâmetro ajustável conhecido como tempo integrativo. A função de transferência de um controlador integral é dada como:

$$\frac{P(s)}{E(s)} = \frac{1}{T_i s} \quad (4.8)$$

Sob um ponto de vista matemático, a ação integral permite aumentar o tipo do sistema, isto é, sendo a função de transferência do controlador dada como a equação (4.8), perceberemos que a função de transferência, controlador-planta, em malha aberta, terá um polo (raiz da equação do denominador da função de transferência) a mais na origem (denominador igual a s), o que permite que o erro em regime permanente seja nulo.

Logo, a ação integrativa tende a mitigar o erro de regime que pode haver na resposta do sistema, mas pode fazer que a resposta apresente oscilações que decresçam lentamente, o que geralmente é um comportamento indesejável. A Figura 4.7 mostra a resposta à entrada rampa do sistema de primeira ordem $G(s)$ (equação 4.5) em malha aberta e em malha fechada para diferentes ações integrais.

Figura 4.7 | Comparação de resposta do sistema não controlado com sistema controlado por ação integral

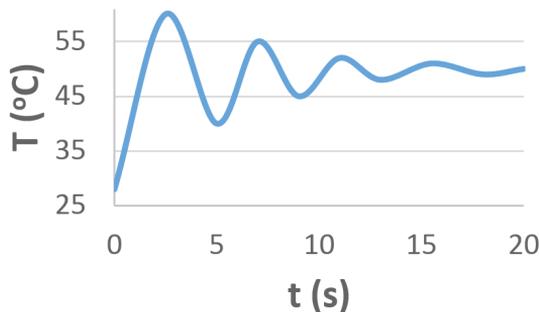


Fonte: elaborada pelo autor.



A ação liga-desliga do controlador utilizado no banho termostático não estava fornecendo uma resposta com a precisão desejada, dessa forma, optou-se por substituir seu controlador por um do tipo integral. O objetivo era obter o valor da temperatura de set point após determinado tempo de ação do controlador. E isso ocorreu, como mostrado na Figura 4.8, a seguir, permitindo que a mistura do tanque atingisse os 50 °C desejados.

Figura 4.8 | Temperatura do fluido de um banho termostático



Fonte: elaborada pela autora.

Pelo conceito de controlador integral e pela Figura 4.8, tem-se que neste tipo de controlador, mesmo o erro ficando aparentemente constante com o tempo, sua integral continua variando e, conseqüentemente, o sinal de saída, até que o valor de resposta desejado seja atingido e

o erro seja nulo e constante. Assim, enquanto $\int_0^t e(t)dt \neq 0$, a saída do controlador, $p(t)$, estará mudando com o tempo, até que

$\int_0^t e(t)dt = 0$, que ocorre quando o sistema alcança o estado

estacionário, tornando o sinal do controlador nulo. Lembrando que a integral será nula quando a soma das áreas abaixo da curva de $e(t)$, em função de t , for igual a zero.

Pela Figura 4.8, pode-se observar a desvantagem de utilizar a ação integral. Apesar de ela produzir uma resposta rápida, há uma oscilação na resposta da variável controlada, reduzindo a estabilidade do controlador.

Suponhamos que no tanque de mistura há uma pasta de ameixas,

as quais são ricas em ácido ascórbico (vitamina C), que degrada em temperatura superiores a 60 °C. Assim, a ação integral do controlador, se não for bem ajustada (definição apropriada de K_i), pode levar a uma degradação da vitamina presente no alimento, reduzindo suas propriedades nutricionais e, conseqüentemente, sua qualidade e seu valor de mercado.



Pesquise mais

Os banhos termostáticos são muito utilizados em operações de aquecimento e de resfriamento de fluidos. Como controlador, tais banhos apresentam, comumente, um termostato (TIC). Para compreender mais sobre este instrumento, sua aplicação em banhos termostáticos e o uso destes, consulte o trabalho a seguir, disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-40422003000100021>. Acesso em: 11 abr. 2018.

Fonte: QUINTELLA, C. M. et al. Um banho termostático de baixo custo (temperatura ambiente até 0°C). **Química Nova**, v. 26, n. 1, p. 130-132, fev. 2003. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-40422003000100021>. Acesso em: 11 abr. 2018.

A **ação derivativa** tem o valor de saída do controlador, $p(t)$, modificada a uma taxa de variação proporcional a derivada (ou variação) do sinal de erro atuante $e(t)$. Matematicamente:

$$p(t) = T_d \frac{d}{dt} e(t) = T_d \dot{e}(t) \quad (4.9)$$

Onde T_d , tempo derivativo, tem a unidade de tempo. A função de transferência de um controlador derivativo é dada como:

$$\frac{P(s)}{E(s)} = T_d s \quad (4.10)$$

Ao analisarmos as equações (4.9) e (4.10), notamos que a ação derivativa só atua quando temos variação no erro. Se o processo estiver estável, como no regime permanente, seu efeito será nulo. Já

durante perturbações ou na partida do processo, quando o erro variar, o derivativo sempre atuará no sentido de atenuar as variações, sendo, portanto, sua principal função melhorar o desempenho do processo durante o período transitório.

Vale salientar que isoladamente o controle derivativo não é uma técnica de controle, pois não pode ser empregado separado de uma ação proporcional, como veremos na próxima seção.



Pesquise mais

Conhecer as implicações da utilização de cada ação de controle é muito importante. Para ver mais detalhes dos efeitos da ação derivativa, pesquise pela referência indicada a seguir.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 5. ed. São Paulo: Pearson, 2010.



Assimile

Ação proporcional:

- Não adiciona zeros nem polos ao sistema.
- Quanto maior o erro, maior a ação corretiva.
- Aumento do ganho K_p diminui o tempo de subida, período transitório, mas pode deixar o sistema com resposta muito oscilatória ou até instável.

Ação derivativa:

- Apresenta uma ação rápida para variação de saída.
- Sua aplicação deixa o sistema mais sensível à variação do erro e pode aumentar o tempo de acomodação da resposta (período transitório).

Ação integral:

- Sua aplicação elimina o erro de regime permanente, mas pode tornar a resposta do sistema excessivamente oscilante.
- Ação mais lenta, pois depende do acúmulo do erro.

Segundo Ogata (2010), a maior parte dos controladores industriais utiliza eletricidade ou fluido pressurizado, como óleo ou ar, como fontes de energia. Como consequência, os controladores podem também ser classificados de acordo com a espécie de energia empregada na operação, como controladores pneumáticos, hidráulicos ou eletrônicos. A escolha do tipo de controlador a ser utilizado deve ser decidida com base na natureza da planta e nas condições de operação, incluindo considerações como segurança, custo, disponibilidade, confiabilidade, precisão, peso e tamanho.

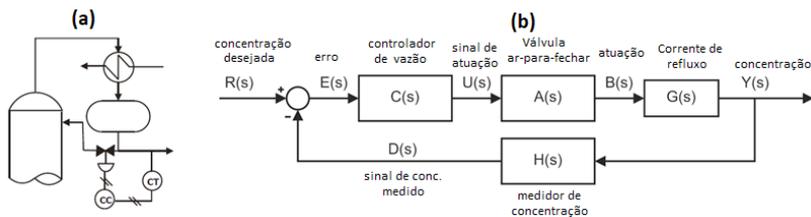
Sem medo de errar

Em seu trabalho na destilaria, que produz álcool etílico a partir de cana-de-açúcar, você precisará atender à solicitação de seu gestor. Além disso, será necessário representar, esquematicamente, o sistema de controle da composição do álcool, a partir da corrente que retorna do condensador à coluna de destilação, além do diagrama de blocos. Você deverá também obter a função de transferência do sistema e verificar se o controlador proporcional é adequado para o caso, sendo o ganho do sistema dado por: $G(s) = 1 / (s^2 + 0,6.s + 1)$.

Será necessário apontar também as desvantagens deste controlador, ao comparar sua ação de controle com as demais possíveis. Nesse sentido, indique um valor de ganho proporcional que seja recomendado para a calibração do controlador da válvula ar-para-fechar e apresente os perfis dos gráficos da ação do controlador em virtude do erro e da resposta em função do tempo, considerando a perturbação degrau para ajustar a concentração de 90 °GL para 96 °GL.

Um diagrama esquemático do topo da coluna de destilação, com o sistema de controle proposto pelo seu gestor, é apresentado na Figura 4.9(a), enquanto que, na Figura 4.9(b), tem-se um diagrama de blocos do sistema de controle. As funções de transferência desconhecidas, $A(s)$ e $H(s)$, serão admitidas de forma semelhante à unidade.

Figura 4.9 | Diagrama esquemático para o topo de uma coluna de destilação (a) e diagrama de blocos do sistema de controle da corrente de refluxo (b)



Fonte: elaborada pela autora.

Tratando-se de um controlador proporcional, o sinal de controle é dado pela Equação 4.4, rearranjada como mostrado a seguir, sendo $K_p = C(s)$ o ganho proporcional.

$$U(s) = E(s) \cdot K_p \quad (4.4)$$

Onde y é a resposta do controlador e o sinal do controlador é dado por:

$$u(t) = K_p \cdot e(t) = K_p \cdot [y_{sp}(t) - y(t)] \quad (4.11)$$

Como a válvula que atuará como elemento final de controle é do tipo ar-para-fechar, vejamos se o ganho proporcional deve ser positivo ou negativo. Se o ganho do controlador for positivo ($K_p > 0$), quanto $y(t)$ ultrapassa o valor de set point, o erro será negativo e o sinal de saída do controlador será negativo. Como a válvula é ar-para-fechar, com o sinal negativo do controlador, ela não receberá ar para fechar, fazendo que continue aberta e o valor da resposta continue a aumentar. Nesse caso, $y(t)$ subiria constantemente, sem haver um controle do sistema. Isso causaria uma parada na operação da coluna de destilação, pois a válvula abriria tanto que toda a corrente do condensador seria refluxo para coluna, e a corrente de produto de topo seria nula. No entanto, se o ganho for negativo ($K_p < 0$), quanto $y(t)$ ultrapassa o valor desejado, $e(t)$ será negativo e o sinal de saída do controlador, positivo. Isso faz que seja liberado mais ar para válvula e ela se feche, diminuindo o $y(t)$, aproximando a resposta do valor desejado. Diz-se, nesse caso, que o controlador tem ação direta, o que é adequado para válvulas do tipo ar-para-

fechar, sendo sua ação em função do erro representada pela Figura 4.10 (a). A partir desta, nota-se também que, considerando as limitações físicas do sinal do controlador, há um limite de mínimo e máximo sinal que ele pode emitir, não se tratando de uma ação proporcional ilimitada, até por questões de segurança dos processos.

Considerando a função de ganho do sistema, $G(s)$, apresentada, podemos obter a função de transferência da malha fechada do sistema de controle, a partir das equações 3.23, 3.24 e 3.25:

$$\frac{Y(s)}{R(s) - H(s)Y(s)} = G(s)A(s)C(s) \rightarrow \frac{Y(s)}{R(s) - Y(s)} = G(s)C(s) \rightarrow \frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{G(s)C(s)}{1 + G(s)C(s)}$$

Assim, a função de transferência do sistema de controle é dada por:

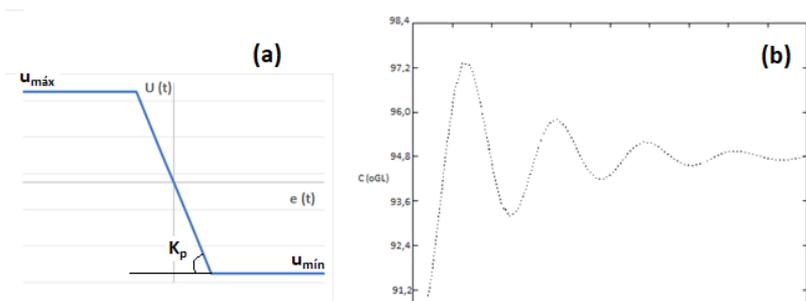
$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{\frac{K_p}{s^2 + 0,6.s + 1}}{1 + \frac{K_p}{s^2 + 0,6.s + 1}} = \frac{K_p}{s^2 + 0,6.s + 1 + K_p} \quad (4.12)$$

Comparando o valor de $G(s)$ à forma padrão para um sistema de segunda ordem:

$$G_2(s) = \frac{K\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (3.28)$$

Tem-se $K = 1$, de modo que o ganho do sinal em relação à amplitude da entrada será dado apenas pelo ganho do controlador, K_p . Além disso, $\omega_n = 1$ e $\zeta = 0,3$. Portanto, trata-se de um sistema subamortecido ($0 < \zeta = 0,2 < 1$), com frequência natural de oscilação igual a 1 rad/s. E o valor dessas variáveis diz como será o perfil de resposta do sistema em função do tempo, como apresentado na Figura 3.30 da Seção 3, da Unidade 3. Se a concentração da resposta estava em $90^\circ GL$ e o valor desejado era $96^\circ GL$, aplica-se no sistema uma perturbação degrau equivalente a $6^\circ GL$, e o perfil da resposta em função do tempo será equivalente ao apresentado pela Figura 4.10 (b).

Figura 4.10 | Ação do controlador proporcional de ação direta ($K_p < 0$) (a) e perfil da concentração de álcool em função do tempo (b)



Fonte: (a) elaborada pela autora e (b) adaptada de: <<http://www.ece.ufrgs.br/~jmgomes/pid/Apostila/apostila/node21.html>>. Acesso em: 11 abr. 2018.

Observando a Figura 4.10 (b) e comparando-a com os outros tipos de ações de controle, tem-se que a vantagem do controle proporcional em relação ao *on-off* é que há a estabilização da resposta em um valor de estado estacionário. No entanto, diferente do controle integral, o valor de estado estacionário obtido é diferente do *set point*, ou seja, a concentração de etanol obtida estabilizará em um valor diferente do desejado, e a diferença entre ambos os valores é conhecida como *offset*. Isso ocorre porque se a variável controlada se estabiliza e o erro permanece constante, a saída do controlador também será constante (Equação 4.11) e não continuará atuando para atingir o valor desejado. Além disso, o comportamento oscilatório é diferente de um obtido por meio do controlador derivativo, cuja ação é utilizada para amenizar o efeito oscilatório. Portanto, as principais desvantagens deste tipo de ação de controle são a oscilação, que pode saturar o elemento final de controle (válvula), e a obtenção de um estado estacionário diferente do desejado (*offset*).

Por fim, pode-se dizer que o controlador, com ação proporcional, é adequado para este sistema em malha fechada, desde que seja escolhido um valor adequado para o ganho proporcional. Comparando a análise realizada com a Figura 4.5, pode-se afirmar que um valor razoável para K_p seria um intermediário, de modo que o pico na resposta não seja tão alto e o *offset* seja menor. Além disso, pode ser atribuído ao *set point* um valor superior ao desejado, por exemplo, 98 $^{\circ}GL$, fazendo que a resposta obtida em estado estacionário seja próxima aos 96 $^{\circ}GL$ e, considerando a válvula ar-

para-fechar, um valor de ganho proporcional recomendado seria algo em torno de - 50. Assim, com esta análise, você pode começar a visualizar a aplicação de controladores em processos industriais.

Avançando na prática

O uso de controladores derivativos

Descrição da situação-problema

Você trabalha em uma empresa que fabrica instrumentação de controle e sua equipe recebeu a seguinte solicitação de uma indústria de papel e celulose. Eles precisam armazenar pasta de celulose em um tanque, assegurando que seu nível esteja sempre acima de determinado valor, o qual garante o processo contínuo de fabricação de papel. Para isto, o engenheiro responsável da fábrica solicitou um controlador do tipo derivativo. No entanto, eles estão tendo dificuldade de encontrar este controlador no mercado e consultaram sua empresa sobre a possibilidade de vocês fabricarem um sob encomenda. Por que este engenheiro estaria interessado em um controlador derivativo? Sua empresa poderá atender a esta demanda? Caso não seja possível, informe ao funcionário da indústria, responsável pela solicitação, o motivo.

Resolução da situação-problema

A ação derivativa dos controladores tem a capacidade de amenizar o efeito oscilatório na resposta de um controlador. Portanto, o engenheiro da indústria de papel e celulose deve estar interessado em evitar que, após um ajuste do valor de *set point* do nível, o volume do tanque suba acima do nível limite máximo e transborde ou fique abaixo do limite inferior, causando uma parada na produção. Como uma tentativa de prever o comportamento futuro do erro, o controlador toma uma ação proporcional à derivada do erro a cada instante de tempo, de modo que um valor alto da derivada significa que o erro está sofrendo uma grande variação em curto intervalo de tempo (muitas oscilações) e, neste caso, o controlador deve tomar uma ação mais intensa. Enquanto que um valor pequeno da derivada indica que o nível está próximo do valor desejado (estado estacionário), ou seja, o erro varia lentamente com

o passar do tempo, e o controlador atua de forma mais branda.

No entanto, sua empresa não fabrica controladores do tipo derivativo isolado, porque a ação derivativa não é recomendada isoladamente. Para justificar isso ao solicitante, você deverá considerar a situação em que ocorre uma mudança súbita no valor de *set point*, como um degrau. Nesse caso, o valor do erro também alterará rapidamente, tornando o termo derivativo elevado e tendendo a infinito, de maneira que a saída do controlador será muito brusca, podendo saturar e danificar o sistema.

Com tal justificativa, o engenheiro compreenderá a inadequação de usar um controlador derivativo. E, para fins de curiosidade, você poderá fornecer a ele o nome, em inglês, do fenômeno que representa essa desvantagem: *derivative kick*.

Faça valer a pena

1. Existem ações básicas de controle que podem ser aplicadas nos sistemas dinâmicos que, em geral, são as mais simples de serem implementadas na prática e solucionam uma grande gama de problemas de controle, quando bem ajustadas.

Em relação às ações básicas de controle, leia as afirmações e assinale a alternativa que apresente somente a(s) correta(s).

- I. Considerado o tipo mais simples e econômico, o controlador liga-desliga é bastante utilizado em sistemas domésticos e industriais.
- II. A ação do controlador proporcional é adicionar zeros ao sistema.
- III. A ação de controle derivativo é deixar o sistema mais sensível à variação do erro e aumentar o tempo de acomodação da resposta transitória.

- a) I e II.
- b) I e III.
- c) II e III.
- d) Apenas I.
- e) Todas as afirmativas estão corretas.

2. Em controle, utiliza-se, geralmente, do valor do erro de operação de um sistema para definir, ou calcular, qual será a ação de controle à qual o sistema será submetido. O sinal de entrada do controlador corresponde à comparação, ou ao erro, entre o valor medido (X_m) com o desejado

(x_{sp}), ou set point. Logo, para controle em malha fechada, podemos, matematicamente, definir o erro como:

$$e(t) = x_{sp} - x_m$$

A partir do cálculo do erro, o controlador produz um sinal de saída apropriado (p), que será transmitido à válvula de controle que atuará sobre o sistema para reduzir o erro a zero ou a um valor pequeno.

A respeito da ação de controle, é correto afirmar:

A ação integral de controle é uma importante ação em controle de processos

PORQUE

Sua aplicação elimina o erro de regime permanente, mas pode tornar a resposta do sistema excessivamente oscilante.

- a) As duas afirmações são verdadeiras e a segunda não justifica a primeira.
- b) As duas afirmações são verdadeiras e a segunda justifica a primeira.
- c) A primeira afirmação é verdadeira e a segunda é falsa.
- d) A primeira afirmação é falsa e a segunda é verdadeira.
- e) As duas afirmações são falsas.

3. Ao aplicar controle nos processos industriais, a maior justificativa é, sem dúvida, a economia. Busca-se menor variabilidade no produto, o que melhora sua qualidade; isso trabalhando mais perto das restrições do processo. A maioria dos controladores industriais pode ser classificada de acordo com suas ações de controle em: duas posições ou liga-desliga (ou *on-off*); proporcionais; integrais e derivativos.

Relacione as características da coluna B à ação de controle da coluna A, e escolha a alternativa correta:

Coluna A	Coluna B
1. Ação on – off	I. Ação mais lenta, pois depende do acúmulo do erro, além de eliminá-lo do regime permanente.
2. Ação Integral	II. O aumento do ganho diminui o tempo de subida, período transitório, mas pode deixar o sistema com resposta oscilatória ou até instável.

3. Ação derivativa	III. Estratégia simples e amplamente utilizada em processos que permitem variação em torno do <i>set-point</i> (histerese).
4. Ação Proporcional	IV. Sua aplicação deixa o sistema mais sensível à variação do erro e pode aumentar o tempo de acomodação da resposta (período transitório).

- a) 1. IV, 2. I, 3. III e 4. II.
- b) 1. II, 2. I, 3. IV e 4. III.
- c) 1. I, 2. IV, 3. II e 4. III.
- d) 1. III, 2. I, 3. IV e 4. II.
- e) 1. III, 2. II, 3. I e 4. IV.

Seção 4.2

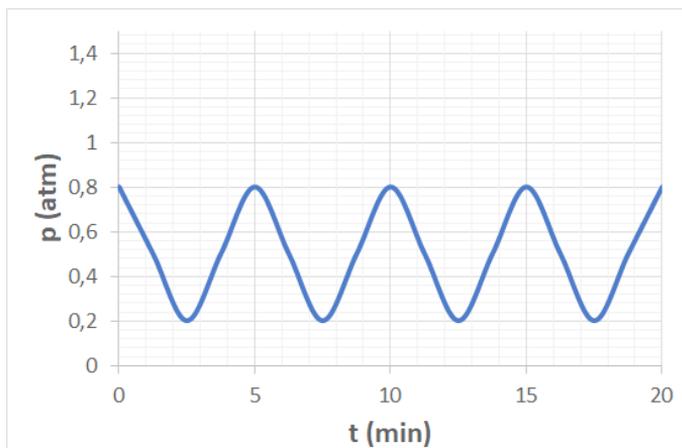
Tipos de controladores de sistemas dinâmicos

Diálogo aberto

Com o avanço da tecnologia, as empresas têm tido, a seu dispor, recursos tecnológicos cada vez mais precisos e eficientes. Nesse sentido, muitas buscam investir na implementação de ferramentas que tornem os processos mais estáveis, com menor variabilidade e menos desperdício. Dessas ferramentas, os controladores, com ações combinadas, destacam-se, pois eles refletem, muitas vezes, em ganhos de produtividade e redução de custos nos processos industriais.

E você, como *trainee* de uma indústria sucroalcooleira, tem tido a oportunidade de atuar na implementação e no ajuste dessas ferramentas de controle. Sua equipe, composta por especialistas, tem atuado no controle da coluna de destilação de álcool, como o objetivo de otimizar o funcionamento desta operação unitária. Solucionado o problema da concentração de saída do álcool, por meio do ajuste da corrente de refluxo advinda do condensador, vocês precisam, neste momento, reduzir a variabilidade da pressão de operação do equipamento. Para controlar esta variável, qual outra variável você entende que está sendo manipulada? Devido à popularidade do uso de controladores PID na indústria, seu gestor adquiriu, para esta tarefa, um controlador deste tipo. No entanto, pela falta de conhecimento, este foi instalado como proporcional, igualando os ganhos derivativo e integral a zero. Após instalar o controlador, os operadores foram ajustando o ganho proporcional, por tentativa e erro, e perceberam que, para valores superiores a 20, a resposta obtida oscilava em torno do valor 0,5 atm desejado, como mostra a Figura 4.11.

Figura 4.11 | Oscilação na variável resposta devido à ação de um controlador P, com ganho igual a 20



Fonte: elaborada pela autora.

Seu gestor solicitou à sua equipe que sintonizasse o controlador adquirido, de forma a otimizar a operação da coluna de destilação e evitar uma parada da fábrica, que pode ocorrer caso a coluna atinja pressões superiores ao limite máximo de operação, que é de 1 atm; isso porque valores maiores de pressão exigem maiores temperaturas de operação, podendo desestabilizar o equipamento e causar um acidente.

Com base nos resultados que obtiverem na análise da situação, determine, para seu gestor, a função de transferência do controlador, ou seja, quais são os parâmetros de sintonia que vocês irão propor? Eles correspondem a um controlador PID em série ou paralelo? Quais são os tempos integral e derivativo do controlador e o que eles representam? Quais são os ganhos do controlador referentes às três ações?

Uma recomendação que seu gestor fez, recordando as advertências do vendedor, é para tomarem cuidado com a ação derivativa do controlador. Por que você entende que esta ação é preocupante, por exemplo, em um controlador do tipo PD?

Nesta seção, você aprenderá sobre as ações de controle combinadas, que são as mais aplicadas nos processos industriais. Para isso, conhecerá os principais tipos de combinações e seus respectivos controladores.

Ficou curioso?

Então, vamos lá! Mãos à obra, ou melhor, ao processo.

Não pode faltar

Na última seção, você conheceu as ações básicas de controle: proporcional, derivativa e integral, suas vantagens e limitações. Utilizando essas ações, podemos criar controladores vastamente utilizados na indústria, como controladores PD (proporcional-derivativo), PI (proporcional-integral), PID (proporcional-integrativo-derivativo), PI-D e I-PD (proporcional-integral-derivativo modificados), entre outras possibilidades. Os dispositivos do tipo CLP (controlador lógico programável), por exemplo, geralmente vêm com algoritmo de controle PID pré-implementados, ficando a cargo do usuário ajustar (sintonizar) os parâmetros do controlador. Nesta seção, teremos como foco os controladores do tipo PI, PD e PID, assim como nos métodos de sintonia dos controladores PID.



Pesquise mais

Como já mencionado, existem os controladores PID modificados, como o PI-D e o I-PD, nos quais a realimentação não é unitária, ou há mais de uma retroalimentação. Esses tipos de controladores são relativamente mais complexos e têm um diagrama de blocos modificado, mas têm vantagens em relação ao esquema PID básico. Siga a referência indicada para obter mais informações sobre os controladores PID modificados.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 5. ed. São Paulo: Pearson, 2010, p. 572-574.

Vimos que a ação de controle proporcional é uma ação imediata proporcional à amplitude do valor do sinal de erro, porém este tipo de controle não consegue eliminar o erro em regime permanente, sendo esta uma característica obtida com a ação do tipo integral. Sendo assim, as ações de controle proporcional e integral são frequentemente utilizadas em conjunto, formando os controladores do tipo proporcional – integral (PI), cuja ação de controle pode ser representada matematicamente pela equação:

$$p(t) = K_p \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt \right) \quad (4.13)$$

Ou, ao aplicarmos a transformada de Laplace, temos a correspondente função de transferência:

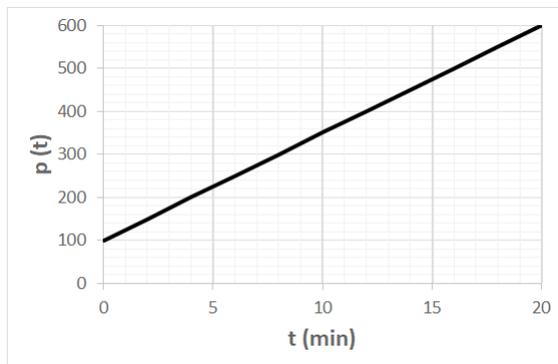
$$\frac{P(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (4.14)$$



Exemplificando

Considere um reator batelada utilizado para produzir polietileno, por meio de uma reação de polimerização, a qual ocorre em condições rigorosamente controladas de pressão e temperatura. Nesta planta, especificamente, utiliza-se um controlador do tipo PI para controle da temperatura. Após carregar o reator com etileno e os catalisadores da reação a 30 °C, aplicou-se um degrau de 50 °C, já que a temperatura de reação desejada é 80 °C. A ação de controle obtida em função do tempo é representada pela Figura 4.12.

Figura 4.12 | Mudanças iniciais na saída do controlador PI



Fonte: elaborada pela autora.

Sendo o valor de set point igual a 80 °C e o valor inicial de 30 °C, tem-se: $e(t) = 80 - 30 = 50$ °C.

Observando a Figura 4.12, nota-se que se trata de uma reta com coeficiente linear igual a 100 e coeficiente angular dado por: $(600 - 100) / (20 - 0) = 25 \text{ min}^{-1}$.

Substituindo o valor de $e(t)$ na Equação 4.13, tem-se:

$$p(t) = K_c \left(50 + \frac{1}{T_i} \int_0^t 50 \cdot dt \right) = K_c \left(50 + \frac{50}{T_i} \cdot t \right).$$

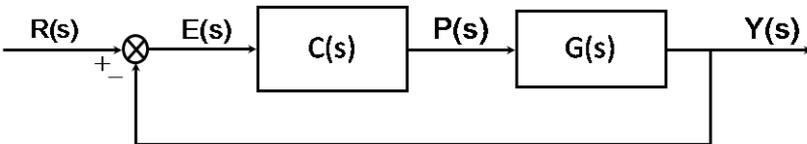
Comparando tal equação à reta da Figura 4.12, pode-se determinar K_c pelo coeficiente linear: $50 \cdot K_c = 100 \rightarrow K_c = 2$. E, pelo coeficiente angular, determina-se o tempo integral:

$$\frac{50 \cdot K_c}{T_i} = 25 \rightarrow T_i = \frac{50 \times 2}{25} = 4 \text{ min.}$$

Determina-se, assim, os parâmetros do controlador PI. E, com relação ao tempo integral (T_i), pode-se dizer que é o tempo gasto pelo componente integral para dar a mesma contribuição que o termo proporcional.

Sendo assim, considere um sistema de primeira ordem, em malha fechada, como ilustrado no diagrama de blocos da Figura 4.13:

Figura 4.13 | Diagrama de blocos, em malha fechada, do sistema de primeira ordem com a ação de um controlador (C(s))



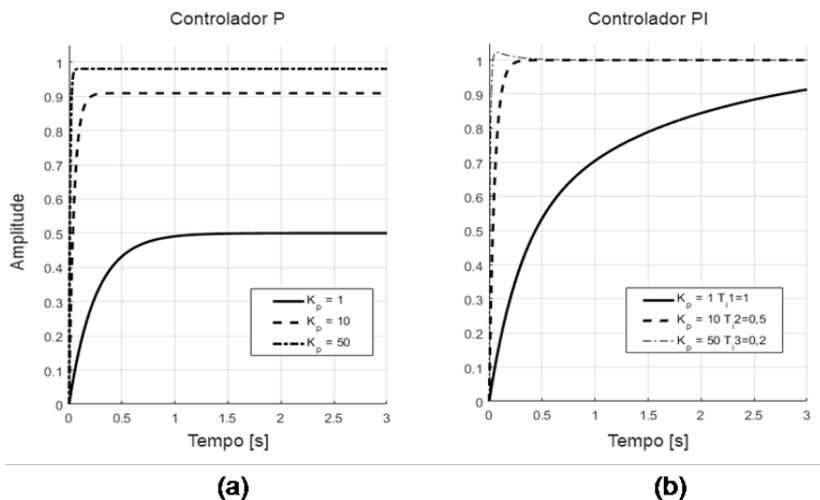
Fonte: elaborada pela autora.

Onde $R(s)$ é o sinal desejado para o sistema, $E(s)$ o sinal do erro, $P(s)$ o sinal de ação de controle e $Y(s)$ o sinal de saída do sistema em malha fechada.

Sendo $G(s)$ uma função de transferência de primeira ordem do tipo $G(s) = \frac{1}{0,5s + 1}$ e considerando $C(s)$ um controlador com

diferentes configurações P e PI, a resposta, para uma entrada $R(s)$ degrau unitária, pode ser observada na Figura 4.14.

Figura 4.14. | Respostas temporais de um sistema de primeira ordem com controladores P (a) e PI (b)



Fonte: Garcia (2017).

É notório, a partir da Figura 4.14, que, diferentemente do controlador P, o controlador do tipo PI consegue mitigar o erro em regime permanente para uma entrada degrau unitário.



Refleta

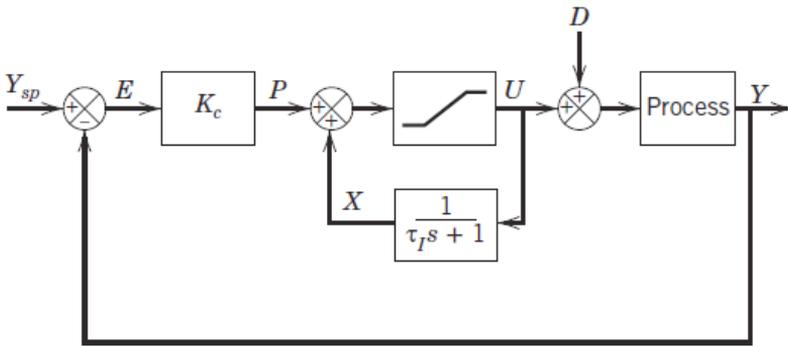
Para o mesmo sistema dinâmico de primeira ordem, apresentado pelo diagrama de blocos da Figura 4.13, qual é o erro de regime permanente para uma entrada de ordem diferente da degrau unitária, como uma entrada rampa, por exemplo, quando utilizamos um controlador do tipo PI?

A eliminação do erro em regime permanente ocorre pela ação I (integrativa) dos controladores PI (proporcional – integrativo) sobre os atuadores. Contudo, na prática, todos os atuadores apresentam limites. Sendo assim, quando o valor da variável de controle atinge o limite máximo (ou mínimo) do atuador, ocorre a saturação do sinal de controle. Este fato faz que a malha de realimentação seja, de certa forma, quebrada, pois o atuador permanecerá no seu limite máximo (ou mínimo), independentemente da saída do processo. Além disso, a ação integral desses tipos de controladores continuará

a integrar o erro, fazendo que o termo integral continue a crescer mesmo após a saída do controlador saturar. Em outras palavras, o termo integral tende a "carregar-se" demasiadamente; do inglês, diz-se que o termo integral "*winds-up*".

Nesses casos, para que o controlador volte a trabalhar na região linear, ou seja, saia da saturação, é necessário que o termo integral se "descarregue". Isto pode ser alcançado aplicando, na entrada do controlador, um sinal de erro de sinal oposto, isto é, implementando uma malha fechada com retroalimentação positiva, como mostra a Figura 4.15.

Figura 4.15 | Diagrama de blocos para um controlador PI implementada a retroalimentação positiva com limite de saturação



Fonte: Seborg (2016, p. 128).

Onde Y_{sp} é o sinal de set-point, E o erro, P a ação de controle, U a saída do saturador, D o sinal de distúrbio, X a saída da retroalimentação positiva e Y a saída do sistema.

Ao observarmos a Figura 4.15, notamos que, caso este controlador não atinja os limites, ele equivale a ação de controle padrão, como descrevemos inicialmente. Já quando o controlador atinge o limite durante um período prolongado de tempo, a saída U se mantém constante e a saída do circuito de retroalimentação positiva, X , é mantida em um valor de 5 vezes a constante de tempo integrativo ($t \simeq 5\tau_I$). Esse é o período para que os sistemas de primeira ordem alcancem o regime permanente. Assim, o termo integral não "carrega". A consequência disto é que a resposta transitória do sistema tenderá a ficar lenta e oscilatória, o que é indesejável em um processo industrial (SEBORG et al., 2016).



Existem diversas maneiras de evitar o *wind-up* da ação integral. Dois métodos conhecidos que evitam a saturação deste tipo de controlador são: *back-calculation and tracking* e o integração condicional.

Para saber um pouco mais sobre estes métodos, acesse o link:

<<http://www.ece.ufrgs.br/~jmgomes/pid/Apostila/apostila/node31.html>>. Acesso em: 11 abr. 2018.

Já os controladores PD, ou proporcional – derivativo, unem as características dos controladores proporcionais e derivativos. Sabemos que os controladores derivativos agem de acordo com a taxa de variação do sinal do erro atuante, ou, em outras palavras, este tipo de controlador tende a antecipar o comportamento do erro, considerando sua taxa de variação. Logo, a ação de controle PD pode ser matematicamente representada pela equação:

$$p(t) = K_c \left(e(t) + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (4.15)$$

Ou, ao aplicarmos a transformada de Laplace, temos a correspondente função de transferência:

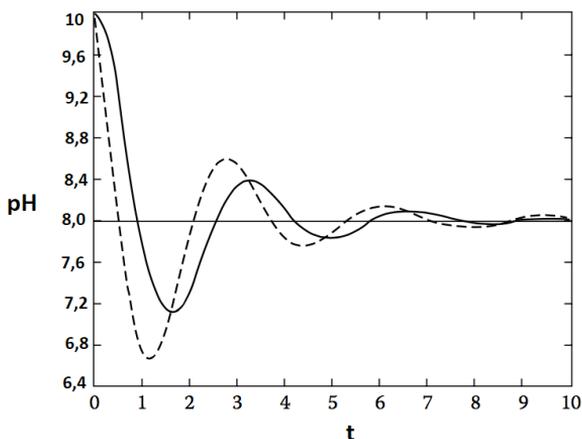
$$\frac{P(s)}{E(s)} = K_c (1 + T_d s) \quad (4.16)$$



Em uma estação de tratamento de água (ETA), uma etapa decisiva é a floculação, na qual são adicionados coagulantes na água, com o objetivo de aglutinar as partículas de sujeira. Um coagulante muito utilizado é o sulfato de alumínio. No entanto, para que a ação coagulante seja efetiva, necessita-se que o meio tenha pH superior a 7, sendo ideal o $\text{pH} = 8$. Assim, tem-se que um controlador de pH instalado no sistema, do tipo PD, é responsável por enviar sinal a uma válvula, a qual atua no fluxo de hidróxido de sódio adicionado ao meio para garantir a manutenção do pH básico.

Considere que, inicialmente, o pH do meio estava em 10, quando foi aplicada uma perturbação de grau igual a -2, para obter pH = 8 (set point). A saída do controlador, em função do tempo, está representada pela linha tracejada da Figura 4.16, podendo ser comparada ao sinal de um controlador proporcional (linha contínua).

Figura 4.16 | Resposta de um controlador PD (linha tracejada) e P (linha contínua).



Fonte: adaptado de LIPTÁK, B. G. (Ed.). Control Theory. In: LIPTÁK, B. G. Instrument Engineers' Handbook: Process Control and Optimization. 4. ed. New York: CRC Taylor & Francis, 2006. p. 109. v. 2.

Ao comparar a ação dos controladores PD e P, nota-se que há uma antecipação na mudança do sinal. Além disso, a ação derivativa amortece as oscilações do sistema, reduzindo (ou até mesmo eliminando) o quanto o valor de *set point* é ultrapassado, sem afetar significativamente o tempo de estabilização do sistema em malha fechada. Portanto, o controlador PD é adequado para aplicações em que ultrapassar o *set point* pode não ser tolerado, como o exemplo apresentado de controle de pH.

Pela Figura 4.16, se fosse utilizado um controlador P, o pH atingiria valores inferiores a 7,0, prejudicando a eficiência da ETA. Já o amortecimento, propiciado pela adição da ação derivativa, faz que o valor de pH permaneça em valores superiores a 7,0, garantindo um controle mais efetivo do processo.

Por fim, podemos combinar as três ações básicas de controle: proporcional – integral – derivativo e formar o controlador PID. Este controlador combina as vantagens individuais de cada uma das três ações de controle, sendo o mais utilizado nas linhas de processo. Sendo assim, este tipo de controlador faz que o sinal de erro seja minimizado pela ação proporcional, zerado pela ação integral e mais rapidamente pela ação derivativa. Na prática, os controladores PID são implementados de forma digital por meio dos microprocessadores ou via software em controladores lógicos programáveis (CLPs).

Muitas são as formas para estruturar o controlador PID, algumas das variações mais utilizadas são a forma em série ou em paralela.

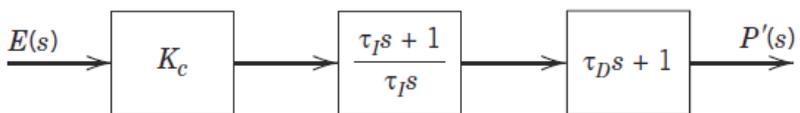
- PID – Série: historicamente esta foi a forma, inicialmente, mais utilizada para os controladores PID. O diagrama de blocos deste controlador PID é ilustrado na Figura 4.17 e matematicamente pode ser representado pela equação diferencial:

$$p(t) = \frac{K_c}{T_i} \left[(T_i + T_d) e(t) + \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (4.17)$$

Ou por meio da função de transferência:

$$\frac{P(s)}{E(s)} = K_c \left(\frac{T_i s + 1}{T_i s} \right) (T_d s + 1) \quad (4.18)$$

Figura 4.17 | Diagrama de blocos do controlador PID série



Fonte: Seborg et al. (2016, p. 130).

- PID – Paralelo: matematicamente pode ser representada pela equação:

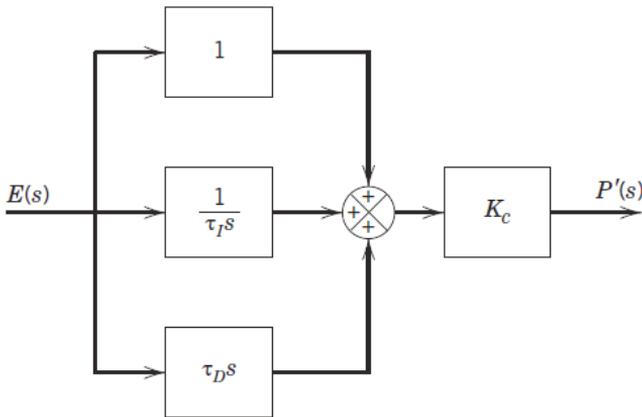
$$p(t) = K_c \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (4.19)$$

Ou por meio da função de transferência:

$$\frac{P(s)}{E(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (4.20)$$

O diagrama de blocos desta ação de controle é ilustrado na Figura 4.18.

Figura 4.18 | Diagrama de blocos do controlador PID paralelo



Fonte: Seborg et al. (2016, p. 129).



Assimile

O controlador PID (Proporcional – Derivativo – Integral) é o mais utilizado nos processos industriais, uma vez que combina as vantagens individuais de cada uma das três ações de controle. Logo, este controlador faz que o sinal de erro seja minimizado pela ação proporcional, zerado pela ação integral e obtido com uma velocidade antecipativa pela ação derivativa.

O ajuste de parâmetros do controlador PID (K_i , T_i e T_d) pode ser feito manualmente ou por meio de métodos de otimização, como o de Ziegler-Nichols. Neste método, são ajustados os parâmetros que resultam em valores de K_p , T_i e T_d , que fornecem uma operação estável para o sistema. Vale destacar que esses métodos devem ser encarados como um valor inicial para os três valores, para, dessa

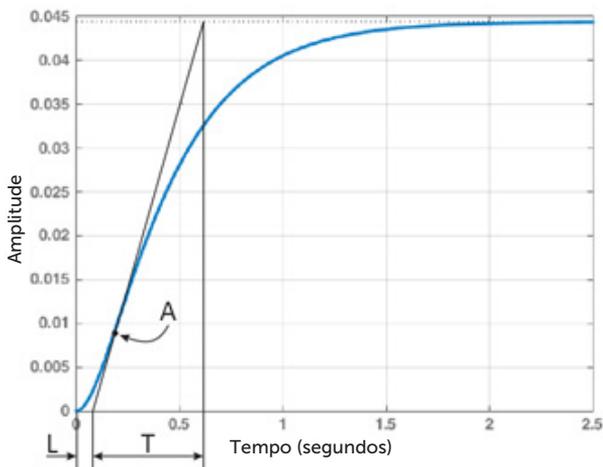
forma, com um sistema estável, e tendo o conhecimento do efeito que o ajuste de cada uma das ações de controle do PID causa, refinar a resposta do sistema para ir ao encontro do comportamento desejado.

Um dos métodos baseia-se na resposta do sistema em malha aberta a um degrau. O outro inicia seu processo com o ajuste do ganho proporcional de malha fechada para tornar o sistema marginalmente estável. Nesta seção, apresentaremos, primeiramente, o método para o caso de malha aberta, que se aplica a sistemas que respondem à entrada degrau com uma curva que tem um formato em S.

Considere o sistema $G(s)$ (Equação 4.21). Embora conheçamos seu modelo, aplicaremos o método (sem perda de generalidade) a ele. Como dito, devemos impor uma entrada degrau ao sistema e observar sua resposta (Figura 4.19).

$$G(s) = \frac{s + 8}{(s + 3)(s + 6)(s + 10)} \quad (4.21)$$

Figura 4.19 | Resposta à entrada degrau



Fonte: Garcia (2017).

Com a resposta em mãos, como mostrado na Figura 4.19, devemos encontrar o ponto A, que é o ponto de inflexão da curva (ponto no qual a segunda derivada da função é nula), e traçar uma

reta tangente à curva neste ponto. A distância horizontal da origem do sistema de coordenadas até o ponto de cruzamento da reta com o eixo horizontal define a quantidade L que, no caso, vale 0,055 segundos. A distância horizontal entre o ponto de cruzamento da reta com o eixo horizontal e o ponto de cruzamento da reta com o valor de regime permanente definem a quantidade T que, no caso, vale 0,627 segundos. A identificação de T e L está ilustrada na Figura 4.19. De posse desses valores, recorreremos ao Quadro 4.1, indicado pelo método de Ziegler-Nichols para obter K_p , T_i e T_d .

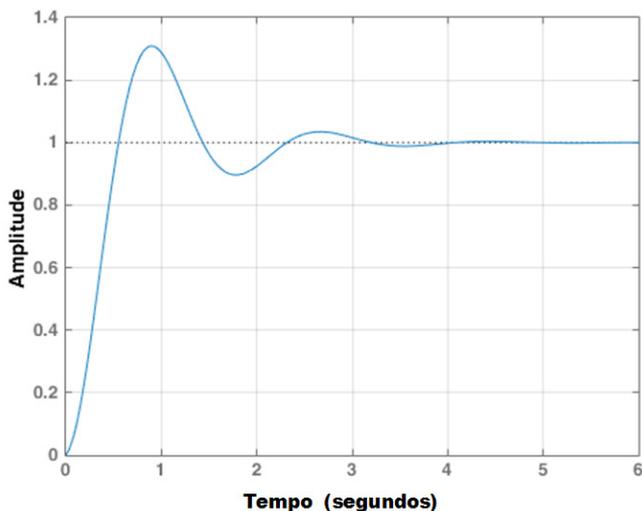
Quadro 4.1 | Valores do método de Ziegler-Nichols para os parâmetros do controlador

Tipo de controlador	K_p	T_i	T_d
P	$\frac{T}{L}$	∞	0
PI	$0,9\frac{T}{L}$	$\frac{L}{0,3}$	0
PID	$1,2\frac{T}{L}$	2L	0,5L

Fonte: Ogata (2010, p. 524).

Perceba, a partir do Quadro 4.1, que o método de sintonia de controladores não se limita aos do tipo PID, mas também indica valores para os controladores P e PI. Para o sistema da Equação 4.21, de acordo com o método, seu controlador PID é ajustado com $K_p = 13,6$, $T_i = 0,110$ segundos e $T_d = 0,0278$ segundos. A resposta, em malha fechada, à entrada degrau desse sistema com o controlador proposto é apresentada na Figura 4.20.

Figura 4.20 | Resposta do sistema controlado após a aplicação do método de Ziegler-Nichols



Fonte: Garcia (2017).

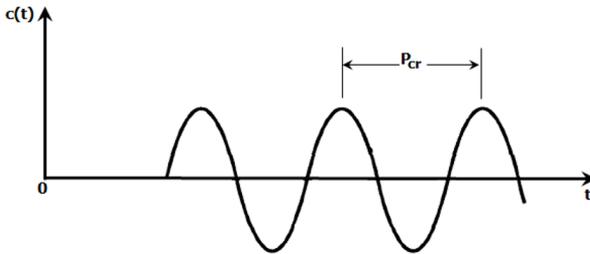
Por fim, obtemos um sistema com uma resposta estável, com erro de regime permanente nulo, sobressinal de 30,9%, tempo de acomodação de, aproximadamente, 4 segundos e tempo de subida de 0,386 segundos.

Perceba que não utilizamos nenhuma especificação de desempenho para calcularmos os ganhos do controlador, ou seja, não devemos esperar que sintonizar um controlador usando método de sintonia resolverá um problema de controle. A vantagem que métodos como este apresentam é a garantia de se iniciar o projeto com um controlador pelo menos estável.

O outro método de sintonização inicia-se colocando o modelo $G(s)$, ou da planta do processo, em malha fechada com um controlador do tipo P. O ganho do controlador é ajustado até encontrar o valor que faz o sistema responder, de maneira marginalmente estável, à entrada degrau. Este valor de ganho é denominado ganho crítico (K_{cr}). Observando-se a resposta oscilatória do sistema (em regime permanente), devemos obter seu período de oscilação, denominado período crítico (P_{cr}), como ilustra a Figura 4.21. A partir desses dois valores, obteremos

os valores dos controladores do tipo P, PI e PID, segundo este método, como mostra o Quadro 4.2.

Figura 4.21 | Oscilação sustentada com P_{cr}



Fonte: Ogata (2010, p. 524).

Quadro 4.2 | Cálculo dos parâmetros do controlador para o método baseado em ganho e período críticos

Tipo de controlador	K_p	T_i	T_d
P	$0,5K_{cr}$	∞	0
PI	$0,45K_{cr}$	$\frac{1}{1,2}P_{cr}$	0
PID	$0,6K_{cr}$	$0,5P_{cr}$	$0,125P_{cr}$

Fonte: Ogata (2010, p. 525).

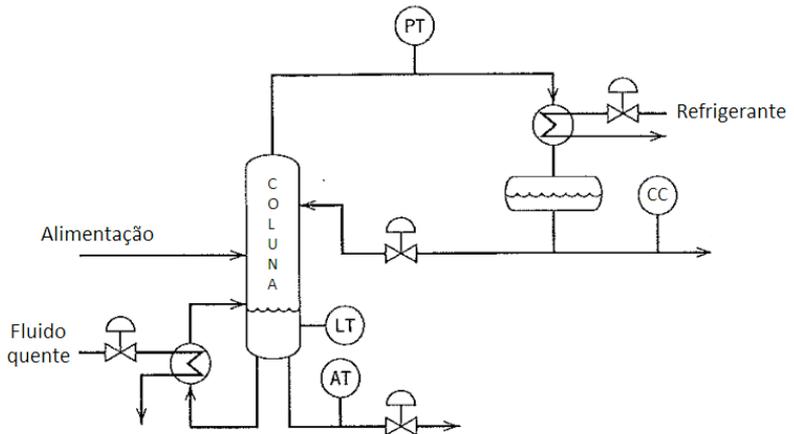
Sem medo de errar

Você, o *trainee* da indústria sucroalcooleira, precisa trabalhar na sintonia de um controlador PID utilizado para controlar a pressão de operação de uma coluna de destilação que produz etanol. No desenvolvimento deste trabalho, sua equipe precisa responder algumas perguntas: qual é a variável manipulada? Sabendo que a resposta do sistema, cujo valor de *set point* é 0,5 atm, oscila para ganhos proporcionais superiores a 20, como mostra a Figura 4.11, quais devem ser os parâmetros do controlador PID para otimizar

a operação da coluna? Qual é a função de transferência do controlador? Os parâmetros de sintonia propostos correspondem a um controlador PID em série ou paralelo? Quais são os tempos integral e derivativo e o que eles representam? Quais são os ganhos do controlador referentes às três ações? Por que a ação derivativa do controlador pode ser preocupante, por exemplo, em um controlador do tipo PD?

Considerando um esquema representativo da coluna de destilação, como mostra a Figura 4.22, você pode observar que, após utilizar a corrente de refluxo para controlar a concentração de etanol (Figura 4.9a), é adequado manipular a vazão de fluido refrigerante do condensador para controlar a pressão da coluna. Portanto, o controlador deve ser instalado para atuar sobre a variável vazão de fluido refrigerante.

Figura 4.22 | Diagrama esquemático de uma coluna de destilação



Fonte: adaptado de Seborg et al. (2016, p. 231).

Analisando a Figura 4.11, que representa o comportamento oscilatório do sistema controlado por ação proporcional, pode-se observar que o período da oscilação, que corresponde à distância entre dois picos de máximo (ou de mínimo), é de 5 minutos, sendo este o período crítico (P_{cr}). Além disso, o valor do ganho proporcional até que o sinal de saída comece a oscilar, igual a 20, é o ganho crítico, designado por K_{cr} . Com base nesses valores, podemos utilizar o método de sintonia

para o caso de malha fechada, como mostra o Quadro 4.2, para determinar os parâmetros do controlador PID. Sendo: $K_p = 0,6 \cdot K_{cr} = 0,6 \times 20 = 12$, $T_i = 0,5 \cdot P_{cr} = 0,5 \times 5 = 2,5 \text{ min}$ e $T_d = 0,125 \cdot P_{cr} = 0,125 \times 5 = 0,625 \text{ min}$. Assim, a função de transferência do controlador PID será dada pela Equação 4.22.

$$C(s) = \frac{P(s)}{E(s)} = 12 \left(1 + \frac{1}{2,5 \cdot s} + 0,625 \cdot s \right) \quad (4.22)$$

Representando um controlador do tipo PID em paralelo, de modo que sua função de transferência (Equação 4.22) pode ser comparada à Equação 4.20. Além disso, tal função de transferência pode ser representada de outra forma equivalente, como mostra a Equação 4.23.

$$C(s) = \frac{P(s)}{E(s)} = 12 + \frac{4,8}{s} + 7,5 \cdot s \quad (4.23)$$

$$\text{Onde } K_i = \frac{K_p}{T_i} = \frac{12}{2,5} = 4,8 \text{ min}^{-1}$$

$$\text{e } K_d = K_p \cdot T_d = 12 \times 0,625 = 7,5 \text{ min}.$$

Portanto, o tempo integral é igual a 2,5 min e representa o tempo que é gasto pelo componente integral para dar a mesma contribuição que o termo proporcional. Já o tempo derivativo equivale a 0,625 min, sendo o tempo à frente da ação proporcional que o sinal de controle é emitido. Enquanto os ganhos proporcional, integral e derivativo são, respectivamente, 12, 4,8 min^{-1} e 7,5 min.

Sobre a recomendação do vendedor de tomar cuidado com a ação derivativa do controlador, por exemplo, se ele opera como um controlador PD, ou seja, com $K_i = 0$, podemos observar o termo derivativo na função de controle (Equação 4.19), para fazer uma análise. Como o termo derivativo é proporcional à derivada do erro, tem-se que quando o sistema é perturbado por uma súbita mudança no set point, pode haver uma mudança brusca na variável resposta. Em outras palavras, o erro variará muito em pouco tempo, resultando em um termo derivativo muito alto, o que pode saturar o sistema. Assim, o uso do controlador, com

ação derivativa, deve ser feito com cautela para garantir a operação segura da planta e evitar paradas.

Atendendo às solicitações de seu gestor, com certeza, você aprimorou seus conhecimentos sobre aplicação de controladores em processos industriais.

Avançando na prática

Controle em etapa de reação no processo produtivo de papel.

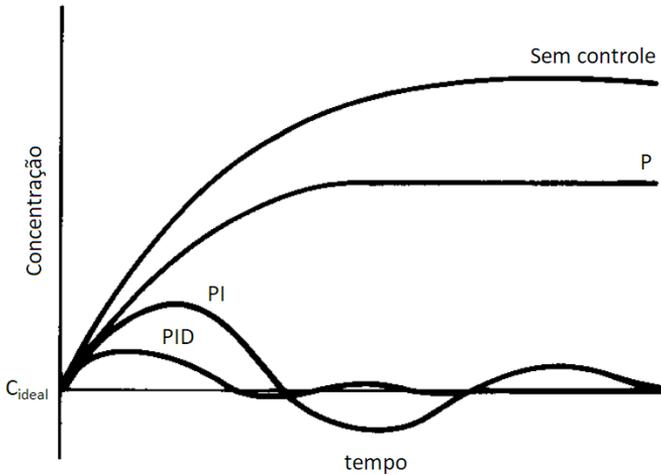
Descrição da situação-problema

O processo produtivo do papel consiste, primeiramente, em quebrar as fibras da madeira para obter a pasta de celulose. Isso ocorre separando as fibras de celulose da lignina, que é responsável por mantê-las unidas. Os processos para obter essa pasta são dos mais diversos tipos, sendo um deles pelo método químico, em que a desagregação das fibras ocorre pelo uso de vapor, pressão e catalisador. Por meio deste método, a reação ocorre até que a concentração de lignina atinja determinado nível, sendo este o ponto ideal de operação contínua do digestor, o qual é monitorado por um operador. Este conteúdo é controlado para o valor desejado, ajustando manualmente a temperatura reacional no digestor. No entanto, a fábrica está passando por um processo de modernização e gostaria de saber os benefícios que poderiam ser obtidos pelo uso de controladores de diversos tipos. Nesse contexto, você foi contratado para apresentar os diferentes tipos de respostas que poderiam ser obtidas por meio de ações de controle e recomendar o tipo de controlador que considera mais adequado para o processo.

Resolução da situação-problema

Pela descrição do processo, tem-se que a variável manipulada é a temperatura reacional, enquanto a concentração de lignina é a variável controlada. Nesse caso, o comportamento típico do processo controlado, depois de uma perturbação de grau na temperatura da reação, é representado pela Figura 4.23.

Figura 4.23 | Respostas típicas de processos controlados



Fonte: adaptada de Seborg et al. (2016, p. 131).

Observando a Figura 4.23, nota-se que o processo controlado permite operar em condições mais próximas do ideal do processo, reduzindo a faixa de variabilidade e, conseqüentemente, o desperdício. Trata-se, portanto, de uma questão de otimização. A ação proporcional permite aproximar do *set point*. Ao adicionar a ação integral, apesar de o sistema oscilar, ele atinge o valor ideal. Por fim, adicionando a ação derivativa, tem-se uma resposta rápida no sistema, que ultrapassa menos o valor de *set point* e direciona o sistema para a condição ideal de operação. Portanto, o controlador mais indicado para introduzir no sistema é o PID, sendo também o mais utilizado industrialmente.

Faça valer a pena

1. As ações básicas de controle são muito utilizadas na indústria por serem fáceis de se implementar e por existirem técnicas de sintonia para seus parâmetros que permitem obter uma resposta estável de maneira ágil e que não necessitam ter conhecimento do modelo físico-matemático da planta (ou processo).

Sobre as ações básicas de controle proporcional, integral e derivativo, assinale a alternativa que contém as afirmativas verdadeiras.

- I. O controlador do tipo proporcional derivativo age de acordo com a taxa de variação do sinal do erro atuante, isto é, este tipo de controlador tende a antecipar o comportamento do erro considerando sua faixa de variação.
 - II. O controlador do tipo proporcional-integral só deve ser utilizado quando houver erro de regime.
 - III. O controlador PID pode ser utilizado e sintonizado mesmo quando não houver conhecimento do modelo dinâmico do sistema a ser controlado.
 - IV. O controlador PID pode ser sintonizado pelo método de Ziegler-Nichols da resposta ao degrau, sempre e para qualquer modelo.
- a) I e II.
 - b) II e III.
 - c) III e IV.
 - d) I e III.
 - e) Nenhuma afirmação está correta.

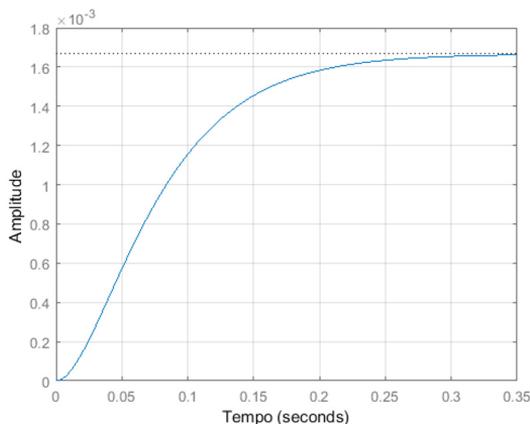
2. O controlador PID e os métodos de sintonia de Ziegler-Nichols são de extrema utilidade quando não se conhece o modelo dinâmico do sistema a ser controlado, mas este fato não limita sua utilização apenas a este caso. Mesmo tendo conhecimento do modelo do sistema, é possível aplicar esses métodos.

Considere o sistema dinâmico a seguir:

$$G(s) = \frac{1}{(s + 20)(s + 30)}$$

Que tem a seguinte resposta em malha aberta à entrada degrau:

Figura | Entrada degrau sistema de ordem dois – Questão 2



Fonte: Garcia (2017).

Qual das alternativas a seguir apresenta, de forma sucinta, um método de sintonia de um controlador PID para o sistema?

a) Deve-se traçar uma reta tangente à curva da resposta no seu ponto de inflexão. Obtém-se a distância horizontal L (da origem até o cruzamento da reta com o eixo horizontal) e a distância horizontal T (do cruzamento da reta com eixo horizontal até o cruzamento da reta tangente com o valor de resposta de regime permanente). Usa-se L e T para encontrar os parâmetros do controlador de acordo com a tabela de valores do método.

b) Deve-se traçar uma reta tangente à curva da resposta no seu ponto de inflexão. Obtém-se a distância horizontal L (da origem do eixo do tempo até o ponto de inflexão da curva) e a distância horizontal T (do ponto em que a reta cruza o eixo do tempo até o ponto de inflexão da curva). Usa-se L e T para encontrar os parâmetros do controlador de acordo com a tabela de valores do método.

c) Deve-se traçar uma reta tangente à curva da resposta no seu ponto crítico. Obtém-se a distância horizontal L (da origem do eixo do tempo até o ponto crítico da curva) e a distância horizontal T (do ponto em que a reta cruza o eixo do tempo até o ponto crítico da curva). Usa-se L e T para encontrar os parâmetros do controlador de acordo com a tabela de valores do método.

d) Deve-se traçar uma reta perpendicular à curva da resposta no seu ponto crítico. Obtém-se a distância horizontal L (da origem do eixo do tempo até o ponto crítico da curva) e a distância horizontal T (do ponto em que a reta cruza o eixo do tempo até o ponto crítico da curva). Usa-se L e T para encontrar os parâmetros do controlador de acordo com a tabela de valores do método.

e) Deve-se traçar uma reta perpendicular à curva da resposta no seu ponto de inflexão. Obtém-se a distância horizontal L (da origem do eixo do tempo até o ponto crítico da curva) e a distância horizontal T (do ponto em que a reta cruza o eixo do tempo até o ponto crítico da curva). Usa-se L e T para encontrar os parâmetros do controlador de acordo com a tabela de valores do método.

3. Existem ações básicas de controle que podem ser aplicadas nos sistemas dinâmicos que, em geral, são as mais simples de serem implementadas na prática e solucionam uma grande gama de problemas de controle, quando bem ajustadas.

A respeito da ação do controlador PID, é correto afirmar:

A ação de controle proporcional – integral - derivativo é o mais utilizado nas linhas de processo

PORQUE

Combina as três ações básicas de controle, fazendo que o sinal de erro seja minimizado pela ação proporcional, zerado pela ação integral e mais rapidamente pela ação derivativa.

- a) As duas afirmações são verdadeiras e a segunda não justifica a primeira.
- b) As duas afirmações são verdadeiras e a segunda justifica a primeira.
- c) A primeira afirmação é verdadeira e a segunda é falsa.
- d) A primeira afirmação é falsa e a segunda é verdadeira.
- e) As duas afirmações são falsas.

Seção 4.3

Aplicação e simulação dos controladores PID

Diálogo aberto

Quando temos que lidar com alguma situação complexa, ela se torna mais fácil quanto maior for nossa capacidade de prever os problemas. O mesmo ocorre com o projeto de processos químicos: muitas vezes, precisamos utilizar ferramentas que permitam avaliar o comportamento dinâmico do sistema para tomarmos decisões mais acertadas, as quais influenciarão na operação e, conseqüentemente, no desempenho do processo.

Na indústria sucroalcooleira que você vem trabalhando como *trainee*, um dos problemas que tem ocorrido na coluna de destilação, para obtenção de etanol, é o ajuste no nível da coluna, o qual tem permanecido acima do esperado, em 1,5 m, e está afetando o desempenho do equipamento, mais especificamente sua capacidade de separação, sendo necessário ajustá-lo. Nesse contexto, quais devem ser as variáveis manipulada e controlada para este caso? Como seriam o diagrama de blocos e a representação esquemática dessa operação e de seus instrumentos de controle?

Sabe-se que a função de transferência do sistema é representada pela Equação 4.24 e o controlador utilizado será do tipo proporcional.

$$G(s) = \frac{3}{40 \cdot s^2 + 6 \cdot s + 1} \quad (4.24)$$

Devido às constantes solicitações dos funcionários por um software robusto de modelagem e simulação, a empresa adquiriu recentemente a licença do MATLAB. De modo que seu gestor, buscando estimulá-lo a utilizar os novos recursos, solicitou a você que simule o sistema de controle no software, pois soube que nele há uma ferramenta, com a qual se utiliza diagramas de blocos, muito adequada para isso.

Seu gestor solicitou que, além de apresentar a resposta dinâmica do sistema de controle para uma perturbação no sinal de entrada

do tipo degrau unitário no tempo zero, a qual equivale ao ajuste de *set point* da altura da coluna de 1,5 para 1,0 m, você avalie qual é o melhor ganho do controlador: -1, 1 ou 5. Além disso, ele ressaltou a você que o valor máximo da resposta não pode diferir, mesmo que instantaneamente, mais que 20% do valor desejado. Ele perguntou se o ganho proporcional do controlador afeta na estabilidade do sistema? E, por fim, como o acréscimo das funções de controle integral e derivativo afetariam a resposta do sistema para o melhor valor de ganho proporcional, sendo os tempos integral e derivativo iguais a 7 e 5 segundos, respectivamente.

Nesta seção, você aprenderá a simular sistemas de controle com o auxílio do software MATLAB. Para isso, conhecerá os principais passos na elaboração do diagrama de blocos e na determinação das funções de transferência por meio desta ferramenta computacional. Você verá o quão mais simples se torna a simulação de sistemas de controle com o uso deste software.

Não pode faltar

Nesta última unidade você já teve contato com as ações básicas de controle (proporcional – P, integral – I e derivativo – D), bem como com os controladores formados a partir dessas ações básicas (P, PI e PID), e aprendeu a sintonizá-los de acordo com o método de Ziegler-Nichols, que pode ser utilizado sem que haja conhecimento da função de transferência da planta (ou processo) a ser controlada.

Contudo, mesmo com a utilização dessas técnicas, que facilitam a obtenção dos resultados, as tarefas mais comuns presentes no projeto de controladores: testar a(s) equação(ões) do(s) controlador(es), obter os ganhos desse(s) controlador(es), analisar desempenho, etc., podem retardar muito o desenvolvimento de um projeto se forem realizadas sem o auxílio computacional.

Portanto, é muito comum a utilização de softwares matemáticos, como o MATLAB/Simulink®, que permite que você, como projetista do controle, realize as mais diversas análises e testes tanto com o modelo do sistema dinâmico quanto com o controle que você estiver desenvolvendo em pouco tempo e com muito menos esforço. Com isso, é possível que você invista mais tempo de projeto procurando e analisando o desempenho e testando soluções do

que realizando numerosos e complexos cálculos para obter cada único resultado.



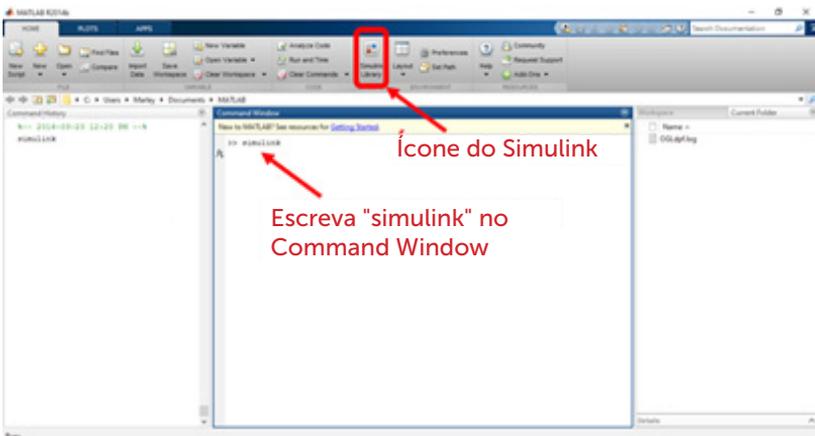
Refleta

Com tantos recursos computacionais a nossa disposição, como os fornecidos pelo MATLAB, poderíamos dizer que ser responsável pelo projeto e implementação de um sistema de controle ficou mais fácil? Ou será que nossas atribuições ficaram ainda mais complexas, exigindo um conhecimento mais apurado do processo e das ferramentas de controle?

O *Simulink*[®] é um pacote do MATLAB para modelar, simular e analisar sistemas dinâmicos, como os processos industriais. Trata-se de um ambiente de diagrama de blocos que tem uma interface gráfica com o usuário (GUI - *Grafical User interface*), usando apenas as operações de clicar e arrastar do mouse. Dessa forma, conseguimos construir modelos da mesma forma que construímos em nosso esboço nos papéis e nos livros. Para isso, este software inclui uma vasta biblioteca de blocos pré-definidos, podendo também o usuário personalizar e criar seu próprio bloco.

Para acessar o *Simulink*[®] no *MATLAB*[®], basta escrever “*simulink*” no *command Windows* do *MATLAB* ou clicar no seu ícone, como mostra a Figura 4.24.

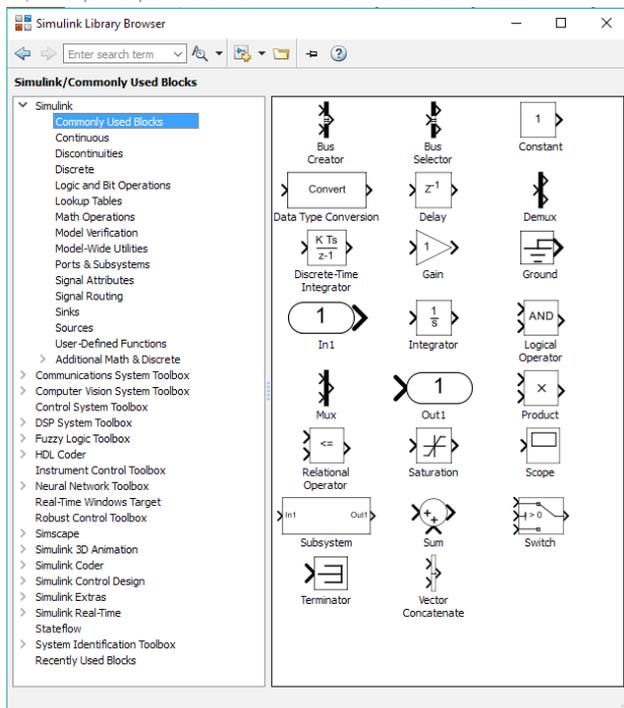
Figura 4.24 | Acessando o *Simulink*[®]



Fonte: elaborada pela autora.

Ao iniciar a interface do *Simulink*[®], você poderá ter acesso às diversas bibliotecas de blocos utilizados nas simulações dos processos dinâmicos, como: os blocos comumente usados (por meio de *commonly used blocks*), blocos para serem utilizados em sistemas contínuos (por meio de *continuous*), blocos para mostrar os sinais que compõem o sistema ou mesmo blocos para simulação dos sinais de entrada. Há uma infinidade de blocos que compõem o *Simulink*[®], estes são normalmente organizados por área nos Toolboxes do Simulink Library Browser, como mostra a Figura 4.25.

Figura 4.25 | Tela principal do *Simulink*[®] - Biblioteca dos Blocos



Fonte: elaborada pela autora.



Exemplificando

Determinada indústria química, produtora de cerveja, decidiu investir na instalação de uma nova unidade, em escala menor, para fabricação de cervejas artesanais. Uma das etapas desse processo produtivo é a fermentação, que deve ocorrer em condições rigidamente controladas

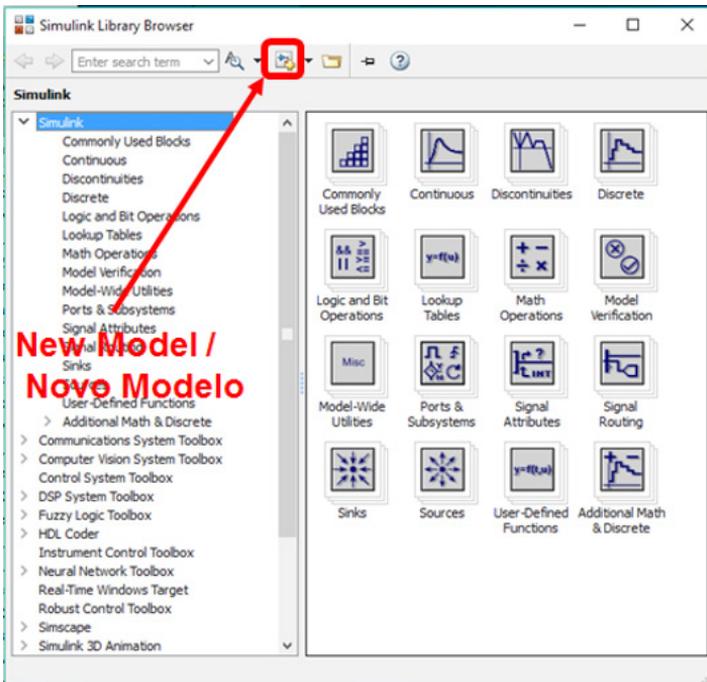
de temperatura. Isso porque, para garantir a atividade microbiológica desejada, há uma temperatura adequada de processo. Considerando este contexto, dentro da dorna de fermentação há uma serpentina elétrica, a qual é acionada pelo sistema de controle da temperatura, de acordo com a função de transferência da Equação 4.25.

$$\frac{Y(s)}{P(s)} = \frac{s + 16}{s^2 + 4s + 16} \quad (4.25)$$

Considerando a Equação 4.25, a resposta a uma entrada degrau pode ser obtida por meio de simulação por diagrama de blocos no ambiente *Simulink*®, como apresentado a seguir.

Após acessarmos o *Simulink*® (Figura 4.24), iniciamos um novo modelo, como mostra a Figura 4.26.

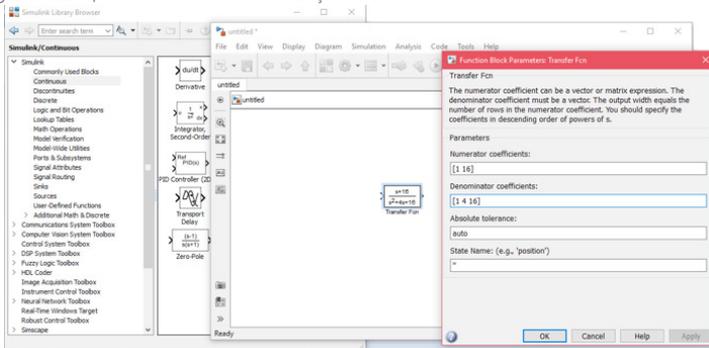
Figura 4.26 | Criando um arquivo (modelo) *Simulink*®



Fonte: elaborada pela autora.

Em seguida, basta localizar o bloco "Transfer Fcn" (biblioteca: Continuous), relativo à função de transferência, e clicar e arrastar para janela "untitled", que foi aberta ao criar o modelo. Após arrastar, clique duas vezes sobre o bloco selecionado ("Transfer Fcn"), como mostra a Figura 4.27.

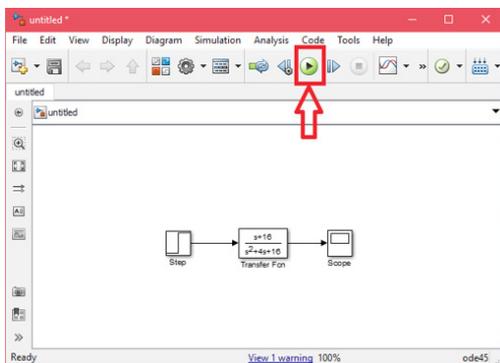
Figura 4.27 | Construindo uma função de transferência via Simulink®



Fonte: elaborada pela autora.

Como a entrada é uma função degrau, basta localizar o bloco "Step" (biblioteca: Sources). Ao clicar duas vezes nesse bloco, os parâmetros da função degrau podem ser ajustados. O "Step Time" (tempo inicial para a função degrau excitar o sistema), *Initial value* (valor inicial da função degrau, antes do tempo inicial) e *Final value* (valor final da função degrau, após o tempo inicial). Neste exemplo, os valores serão, respectivamente, 1,0,1. Para analisarmos o valor de saída desse sistema, é necessário a inclusão de um bloco que represente esta saída, que é o bloco "Scope" (biblioteca: Sinks), como mostra a Figura 4.28.

Figura 4.28 | Simulando uma função de transferência no Simulink®

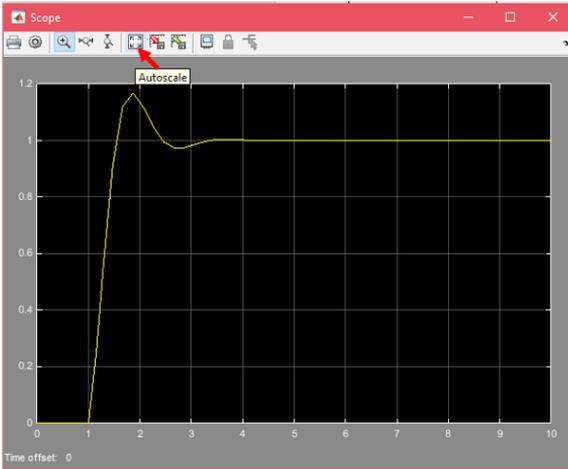


Fonte: elaborada pela autora.

Após a construção dos blocos, aperte o comando "Run", como destacado na Figura 4.28. Dessa forma, você simulará o sistema.

Após a simulação, ao clicar duas vezes sobre o bloco "Scope", você terá o sinal de resposta do sistema. Talvez seja necessário apertar o "Autoscale" para melhor visualização da resposta do sistema, como mostra a Figura 4.29.

Figura 4.29 | Resposta do Simulink® a função de transferência



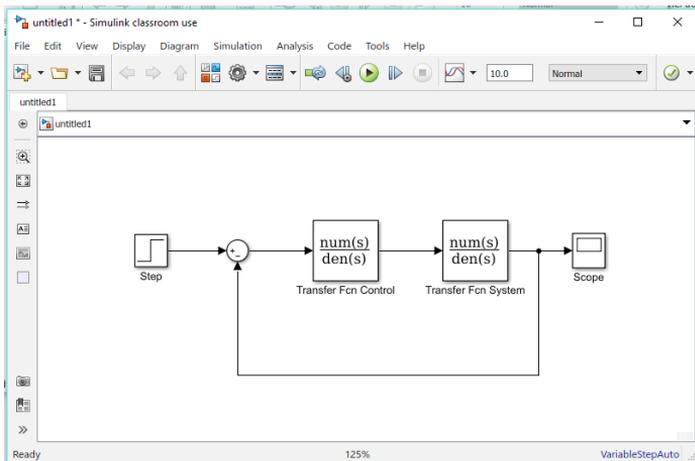
Fonte: elaborada pela autora.

Pela Figura 4.29, pode-se observar como a serpentina elétrica responde a uma perturbação do tipo degrau, dada a função de transferência do sistema, representada pela Equação 4.25. Com esse gráfico, tem-se os tempos de subida (1,9 s, aproximadamente) e de acomodação do sistema (3,5 s, aproximadamente). Além da estabilidade da resposta e seus valores de máximo (sobressinal de, aproximadamente, 18%) e de estado estacionário, com o erro de regime permanente nulo.

Para simularmos projetos com o uso de controladores em malha fechada, basta inserirmos a função de transferência do controlador. Por exemplo, no caso de controladores em série com a planta, como ilustra a Figura 4.13, da Seção 2, são inseridos dois blocos referentes à função de transferência, "Transfer Fcn" (biblioteca: *Continuous*), como ilustra a Figura 4.30. E, para fechar a malha,

é introduzido um somatório que recebe o sinal do erro, a partir da biblioteca *Commonly Used Blocks* ()

Figura 4.30 | Sistema de controle em malha fechada, por meio da função de transferência, via *Simulink*[®]



Fonte: elaborado pela autora.

Vale salientar que, para sistemas de malha fechada com retroalimentação negativa, o elemento somatório (*Sum*) deve conter os sinais positivo e negativo, que são editados ao clicar duas vezes no bloco.

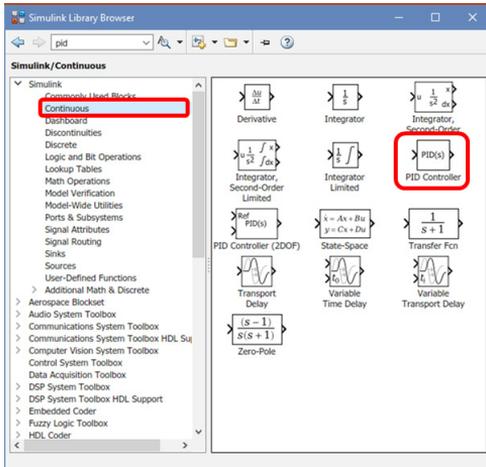


Assimile

Um projeto de controle de processo pode ser analisado via software como MATLAB, que apresenta um ambiente gráfico chamado *Simulink*[®], formado por diferentes bibliotecas de blocos, como: *Continuous*, *Commonly Used Blocks*, *Sources* e *Sinks*, os quais apresentam blocos do tipo: *Transfer Fcn*, *Step*, etc.

Outra forma de simular os controladores é por meio do bloco *PID Controller* (*biblioteca: Continuous*) já pronto no *Simulink*[®], como mostra a Figura 4.31.

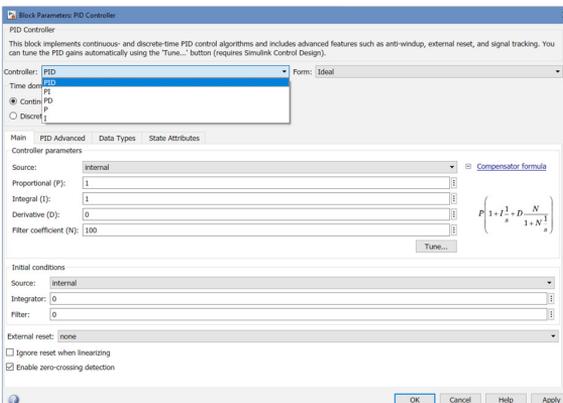
Figura 4.31 | Bloco do controlador PID (PID Controller) via *Simulink*[®]



Fonte: elaborada pela autora.

Com o bloco *PID Controller* do *Simulink*[®], podemos simular controladores dos tipos: PID, PI, PD, P ou I, que podem ser da forma ideal (em série) ou em paralelo, como mostra Figura 4.32. A depender do tipo de controlador a ser analisado, deve-se configurar os parâmetros do controlador, por exemplo, se optar por utilizar o PID, você deverá inserir os valores dos ganhos proporcional, integral e derivativo (na aba *Main – Controller parameters*), como mostra a Figura 4.32. Vale salientar que os valores destes índices podem ser encontrados por meio dos métodos de Ziegler–Nichols, como visto na seção anterior.

Figura 4.32 | Definição dos parâmetros de controle no bloco do controlador (PID Controller)



Fonte: elaborada pela autora.

Analisando a equação que aparece na Figura 4.32 para representar os parâmetros do controlador e comparando-a à Equação 4.20, temos que: $P = K_C$, $I = 1/T_i$ e $D = T_d$, sendo P, I e D os valores que inserimos no software como parâmetros do controlador.

Além desses, tem-se uma variável N, denominada coeficiente de filtro. Ao comparar ambas as equações, temos que o termo $\frac{N}{1+N/s}$ da equação da Figura 4.32 equivale ao s da Equação 4.20; e isso é verdade quando $N/s \gg 1$, por exemplo, para $N = 100$. Portanto, tal valor será o utilizado nas simulações realizadas nesta seção.



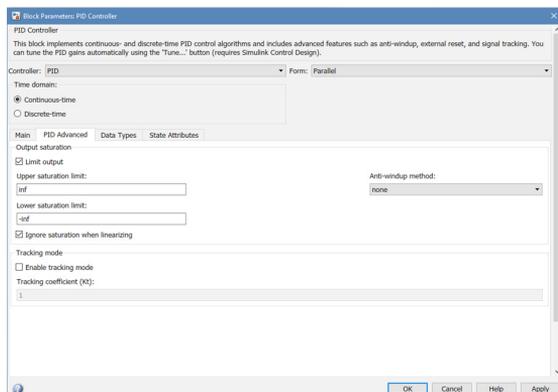
Pesquise mais

O MATLAB também nos permite obter, de forma automática, os valores dos ganhos do controlador, sendo isto possível por meio do *Control System Toolbox*. Este pacote permite sintonizar o controlador por diferentes métodos. Para saber um pouco mais sobre isso, acesse o link a seguir:

<<https://www.mathworks.com/help/control/pid-controller-design.html>>. Acesso em: 12 abr. 2018.

Além desses parâmetros, a partir do *PID Controller*, podemos implementar uma ação que evite a saturação do controlador e o carregar demasiado da ação integral, *winds-up*, visto na seção anterior. Para isso, pode-se configurar os limites máximo e mínimo do atuador, como mostra a Figura 4.33.

Figura 4.33 | Bloco controlador com ação anti *Winds – Up*



Fonte: elaborada pela autora.



Considere que, no processo produtivo da cerveja artesanal, o ganho do sistema é dado pela Equação 4.26, enquanto o controlador da temperatura da dorna de fermentação é do tipo **PD**, com ganho proporcional igual a 7 e tempo derivativo de 3 min.

$$G(s) = \frac{12}{s^2 + 20s + 4} \quad (4.26)$$

Pela informação descrita, $K_p = 7$ e $T_d = 3 \text{ min}$, de modo que $K_d = K_p \cdot T_d = 7 \times 3 = 21 \text{ min}$, e a função de transferência do controlador é dada pela Equação 4.27.

$$C(s) = 7 \cdot (1 + 3 \cdot s) = 7 + 21 \cdot s \quad (4.27)$$

Após um minuto no processo de fermentação para obtenção da cerveja artesanal, o sistema é perturbado por um degrau de temperatura de 35 °C, alterando sua temperatura inicial de 25 °C. No entanto, sabe-se que a temperatura do sistema não pode atingir o valor de 65 °C, pois isso causaria uma diminuição na eficiência da fermentação. E a resposta do sistema a essa perturbação pode ser obtida pelo *Simulink*® do MATLAB, como mostrado nas etapas a seguir.

Após acessarmos o *Simulink*® (Figura 4.24) e criarmos um modelo (Figura 4.26), acrescentamos dois blocos: um "*Transfer Fcn*" e outro "*PID Controller*", ambos da biblioteca: *Continuous*, relativos à FT do sistema e do controlador, arrastando-os para janela "*untitled*". Após isso, clicando duas vezes sobre o bloco "*Transfer Fcn*" do sistema (Figura 4.27), podemos acrescentar a Equação 4.26. E, acessando a aba "*Main – Controller parameters*" (Figura 4.32), podemos acrescentar os parâmetros da Equação 4.27, que são o ganho proporcional e o tempo derivativo do controlador do tipo PD.

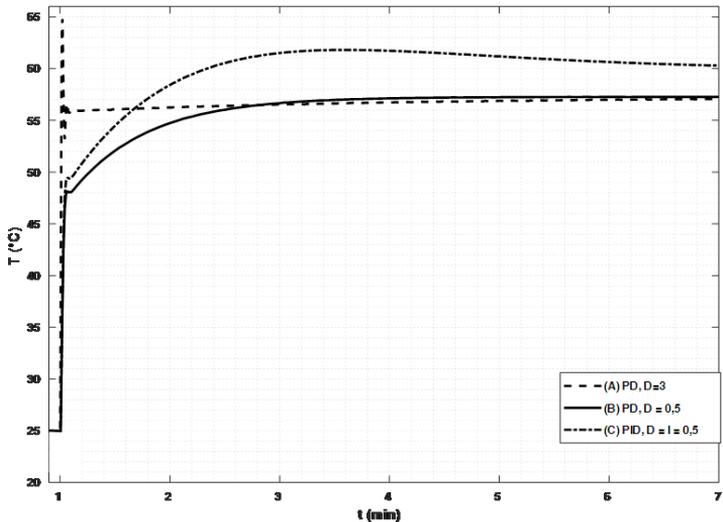
Na biblioteca *Sources*, localizamos o bloco "*Step*" para acrescentar a entrada, que é uma função degrau. Ao clicar duas vezes nesse bloco, os parâmetros da função degrau são ajustados. O "*Step Time*" (tempo inicial para a função degrau excitar o sistema), como não foi mencionado, assumiremos que é nulo. Já o "*Initial value*" é igual a 25 °C e o "*Final value*" é de 60 °C. Além disso, para fechar a malha,

acrescenta-se o bloco "Sum", da biblioteca *Commonly Used Blocks*, com sinais positivo e negativo.

Por fim, analisamos o valor de saída deste, incluindo o bloco "Scope" da biblioteca "Sinks", e acionaremos o comando "Run" (Figura 4. 28). Após a simulação, ao clicar duas vezes sobre o bloco "Scope", tem-se o sinal de resposta do sistema, como mostrado na Figura 4.34 A, obtida para o controlador PD com $D = 3$. Pela Figura 4.34 A, nota-se que a temperatura de saída do sistema atinge um valor máximo de $65\text{ }^{\circ}\text{C}$, $0,023\text{ min}$ após a perturbação degrau no set point. E, após $0,1\text{ min}$, o sistema atinge estado estacionário na temperatura de $56\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Alterando o tempo derivativo para $0,5\text{ min}$, observa-se, na Figura 4.34 B, que a temperatura não atinge os $65\text{ }^{\circ}\text{C}$ indesejados, no entanto, demora mais para atingir o estado estacionário e ainda estabiliza cerca de $3\text{ }^{\circ}\text{C}$ abaixo do valor desejado. Acrescentado a ação integral, com tempo integral de 2 min , ou seja, $I = 1/2 = 0,5\text{ min}^{-1}$, nota-se, pela Figura 4.34 C, que o sistema atinge o valor de temperatura desejado cerca de 6 min após a perturbação, sem ultrapassar o valor de $60\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Figura 4.34 | Resposta do *Simulink*® (temperatura da dorna de fermentação) às funções de transferência do sistema e do controlador PD com $D = 3$ (A), $D = 0,5$ (B) e PID (C)



Fonte: elaborada pela autora.



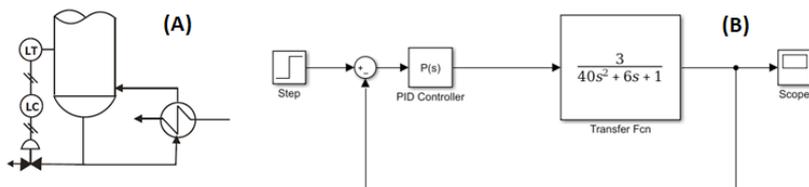
Além dos controladores PID vastamente utilizados, têm surgido no mercado outras propostas de controle de processos, como as baseadas em lógica *fuzzy* e inteligência artificial. Para conhecer mais sobre a aplicação de lógica *fuzzy* em controle de processos, você pode consultar o artigo de Gomide e Gudwin (1994), disponível no seguinte link: <<https://pdfs.semanticscholar.org/c4ea/4484bdd2449053d7b7384b05c0e2def86449.pdf>>. Acesso em: 12 abr. 2018.

Sem medo de errar

Na indústria sucroalcooleira, o gestor do seu trabalho quer que você simule a ação de um controlador PID utilizado para ajustar o nível em uma coluna de destilação. Os primeiros passos na solução desta questão é fazer uma representação esquemática do sistema, identificando as variáveis manipulada e controlada, e construir um diagrama de blocos. Identifique qual ferramenta do MATLAB você pode utilizar para fazer isso e simule a ação do controlador PID variando os parâmetros. Observando as respostas dinâmicas obtidas para os três ganhos de controlador proporcional, -1, 1 e 5, avalie qual deles é o melhor e o motivo. Por fim, para o melhor ganho proporcional, acrescente as ações integral (tempo de 7 s) e derivativa (tempo de 5 s), e avalie a influência na resposta do sistema.

O nível na coluna é comumente controlado pela vazão de produto de fundo. Assim, um controlador pode ser instalado no fundo da coluna de destilação para enviar sinal a um atuador do tipo válvula, como mostra a Figura 4.36 A. De modo que, neste caso, a variável manipulada é o nível na coluna e a controlada é a vazão de produto de fundo. Já o diagrama de blocos será como mostrado na Figura 4.36 B, o qual foi construído no próprio ambiente virtual de simulação.

Figura 4.36 | Esquema do fundo de uma coluna de destilação com controle de nível (A) e diagrama de blocos para controle do nível na coluna de destilação (B)



Fonte: elaborada pela autora.

A ferramenta do MATLAB a ser utilizada é o *Simulink*[®], que permite simular sistemas de controle utilizando diagramas de blocos. Assim, para obter as respostas do sistema para todos os casos apontados pelo seu gestor, o procedimento é como o descrito a seguir:

1 - Acesse o *Simulink*[®] e crie um modelo, acrescentando dois blocos da biblioteca *Continuous*: “*Transfer Fcn*” e “*PID Controller*”.

2 - Clique duas vezes sobre o bloco “*Transfer Fcn*” do sistema, acrescentando a função de transferência do sistema (Equação 4.24).

3 - Na aba “*Main – Controller parameters*”, acrescente os parâmetros do controlador, sendo os **parâmetros referentes às ações integral e derivativa iguais a zero, a princípio**. Isso será feito para os três valores apresentados de ganho proporcional, começando pelo ganho proporcional igual a – 1.

4 - Da biblioteca *Sources*, inclua o bloco “*Step*” para acrescentar a entrada do tipo degrau.

5 - Ajuste os parâmetros da função degrau, clicando duas vezes no bloco “*Step*”. O “*Step Time*” é igual a zero, o “*Initial value*” é igual a 0 e o “*Final value*” é 1.

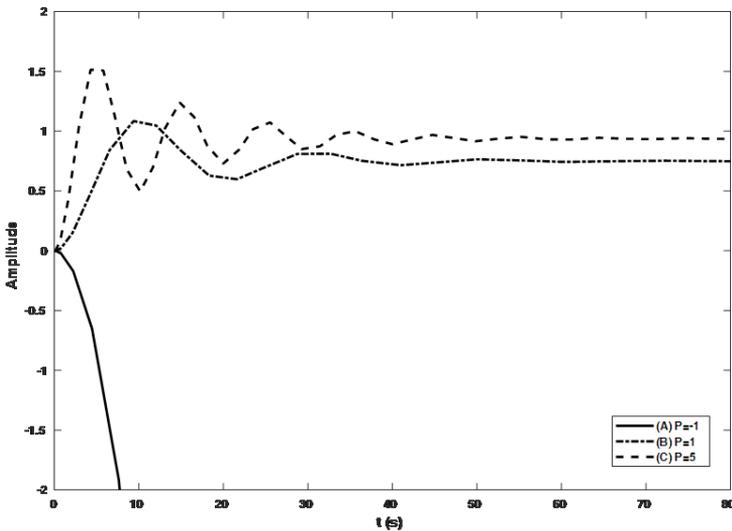
6 - Da biblioteca *Commonly Used Block*, acrescente o bloco “*Sum*” para fechar a malha e altere seus sinais para positivo e negativo.

7 - Acrescente o bloco “*Scope*” da biblioteca “*Sinks*” e acione o comando “*Run*”.

8 - Após a simulação, clique duas vezes sobre o bloco “*Scope*”, para obter o sinal de resposta do sistema, como mostrado na Figura 4.37 A.

8 - Repita o procedimento alterando o ganho do controlador proporcional para os valores 1 e 5 na etapa 3.

Figura 4.37 | Resposta do *Simulink*® (referente ao nível da coluna de destilação) às funções de transferência do sistema e do controlador proporcional com ganhos iguais a -1, 1 e 5



Fonte: elaborada pela autora.

Pela Figura 4.37, nota-se que o ganho proporcional negativo causou instabilidade no sistema, já o ganho proporcional igual a 5 apresentou um valor de resposta com valor máximo de 50% superior ao de set point, o que também é indesejado, pois, nesse caso, o nível fica abaixo do limite mínimo para operação da coluna de destilação, prejudicando sua eficiência. Portanto, apenas para $K_p = 1$ o sistema é estável, devendo ser este o ganho do controlador proporcional. No entanto, ele precisa ser ajustado, acrescentando as ações integral e derivativa para tentar fazer que o sistema atinja o valor de regime permanente desejado, representado pela amplitude de resposta igual a 1.

Para avaliar a inclusão das ações integral e derivativa, com tempos integral e derivativo iguais a 7 e 5 s, tem-se os seguintes ganhos:

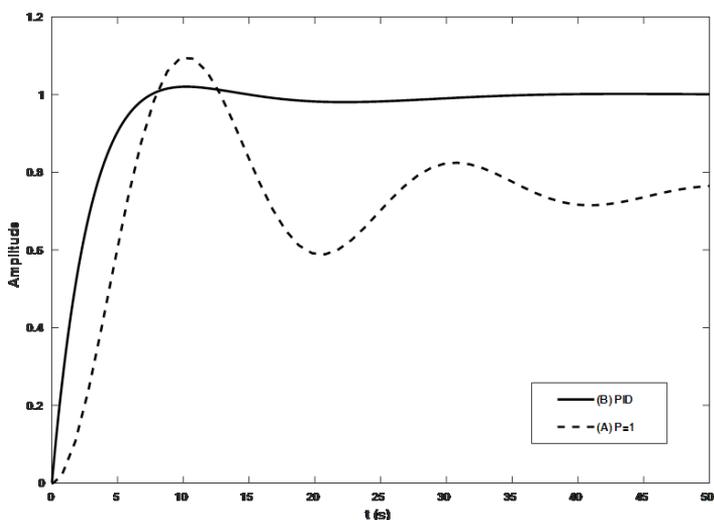
$$K_i = \frac{K_p}{T_i} = \frac{1}{7} = 0,143 \quad \text{s}^{-1} \quad \text{e} \quad K_d = K_p \cdot T_d = 1 \times 5 = 5 \quad \text{s}.$$

Assim, repete-se o procedimento descrito anteriormente no *Simulink*®, alterando os parâmetros de um controlador PID no passo 3, sendo

$I = \frac{1}{T_i} = \frac{1}{7} = 0,143 \text{ s}^{-1}$ e $D = T_d = 5 \text{ s}$, e a resposta obtida é como

a apresentada na Figura 4.38 B, a qual permite avaliar o efeito da inclusão dos parâmetros I e D, ao ser comparada com a curva do controlador proporcional (Figura 4.38 A).

Figura 4.38 | Resposta do *Simulink*® (relativa ao nível da coluna de destilação) às funções de transferência do sistema e do controlador P com ganho 1 (A) e PID (B)



Fonte: elaborada pela autora.

Observando a Figura 4.38, tem-se que o acréscimo das ações integral e derivativa permite obter uma resposta mais rápida do sistema e que este atinja, no estado estacionário, o valor desejado (*set point*) de amplitude 1, que equivale a 1 m para a altura do nível da coluna de destilação.

Finalizada esta tarefa de seu trabalho como *trainee* na indústria sucroalcooleira, você pode visualizar mais uma aplicação de controladores em processos industriais, agora, com o uso de ferramentas computacionais.

Processo de secagem na obtenção de nitrato de amônia

Descrição da situação-problema

Nitrato de amônia é um fertilizante muito consumido, vendido seco, após o nitrato de amônia em solução passar pelos processos de evaporação e secagem. Na secagem, é necessário controlar a temperatura do sólido que deixa o processo. Para isso, altera-se a tensão do aquecedor de ar do secador. Nesse sistema de controle, a função de transferência do sistema é dada por: $G(s) = 1/(5 \cdot s + 2)$. É utilizado um controlador PID, com ganhos proporcional, integral e derivativo iguais, respectivamente, a 4, 0,4 min^{-1} e 8 min. Sabe-se que uma alteração de set point de temperatura de 100 para 105 °C equivale a um degrau unitário no sinal de entrada. Nesse contexto, foi pedido a você que simule esse sistema de controle e compare as respostas obtidas a uma perturbação degrau unitário em $t = 1 \text{ min}$, se o controlador PID for utilizado em série ou em paralelo.

Resolução da situação-problema

No *Simulink*® do MATLAB, de acordo com o procedimento apresentado a seguir, pode-se obter a resposta do sistema para ambos os casos, para fins de comparação.

1 - Acesse o *Simulink*® e crie um modelo, acrescentando:

1.1 - Dois blocos da biblioteca *Continuous*: "Transfer Fcn" e "PID Controller".

1.2 - Um bloco da biblioteca *Sources*: "Step".

1.3 - Um bloco da biblioteca "Sinks": "Scope".

1.4 - Um bloco da biblioteca "Common Used Blocks": "Sum".

2 - Clique duas vezes sobre o bloco "Transfer Fcn" e acrescente a função de transferência do sistema: $G(s) = 1/(5 \cdot s + 2)$.

3 - Pela aba "Main – Controller parameters", acrescente os parâmetros

do controlador: $P = K_p = 4$, $I = \frac{1}{T_i} = \frac{K_i}{K_p} = \frac{0,4}{4} = 0,10 \text{ min}^{-1}$
e $D = T_d = \frac{K_d}{K_p} = \frac{8}{4} = 2 \text{ min}$.

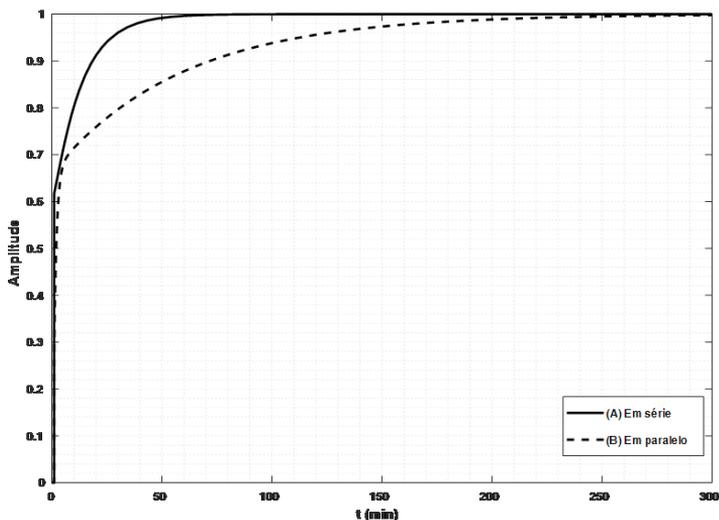
4 - Clique duas vezes no bloco "Step" e ajuste os parâmetros da função degrau: "Step Time" = 1; "Initial value" = 0; "Final value" = 1.

5 - Acione o comando "Run".

6 - Clique duas vezes sobre o bloco "Scope", para obter o sinal de resposta do sistema, como mostrado na Figura 4.39.

7 - Repita o procedimento alterando o controlador para PID em paralelo. Para isso, na definição dos parâmetros do controlador, altere a opção "Form" de "Ideal" para "Parallel".

Figura 4.39 | Resposta do Simulink® às funções de transferência do sistema e do controlador PID em série (A) e em paralelo (B)



Fonte: Elaborada pela autora.

Pela Figura 4.39, nota-se que o controlador em paralelo torna o sistema mais lento que a resposta obtida para o controlador PID em série.

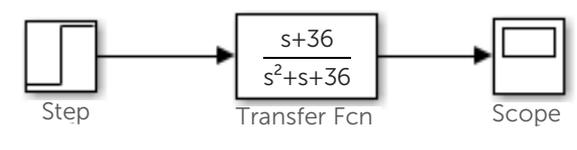
Faça valer a pena

1. O Simulink® é um pacote do MATLAB® para modelar, simular e analisar sistemas dinâmicos lineares ou não lineares, realizado em um ambiente de diagrama de blocos que apresenta uma interface gráfica com o usuário (GUI - Gráfica User interface), utilizando apenas as operações de clicar

e arrastar do mouse. Dessa forma, conseguimos construir modelos da mesma forma que construímos em nosso esboço nos papéis e nos livros.

Assinale a opção que melhor se refere à imagem apresentada na figura a seguir.

Figura | Sistema simulado em *Simulink*®/MATLAB



Fonte: elaborada pela autora.

- a) Simulação via *Simulink*® de uma função de transferência de ordem 2 com entrada degrau.
- b) Simulação via *Simulink*® de um espaço de estado de ordem 2 com entrada degrau.
- c) Simulação por linha de comando de uma função de transferência de ordem 2.
- d) Simulação via *Simulink*® de uma função de transferência de ordem 2 com entrada impulso.
- e) Simulação via *Simulink*® de um espaço de estado de ordem 2 com entrada impulso.

2. É muito comum, durante o projeto de sistemas de controle, o profissional projetista ter que atentar às requisições de projeto para obter controladores adequados a cada caso que surgir.

Qual das opções a seguir apresenta o bloco, do software *Simulink*®/MATLAB, que nos permite simular projetos de processos industriais com o uso de controladores:

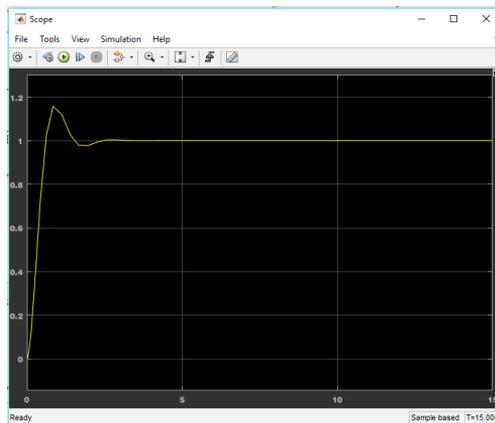
- a)
- b)
- c)
- d)
- e)

3. Mesmo com a utilização das técnicas que facilitam a obtenção dos resultados, as tarefas mais comuns presentes no projeto de controladores: testar a(s) equação(ões) do(s) controlador(es), obter os ganhos desse(s) controlador(es), analisar desempenho, etc., podem retardar muito o desenvolvimento de um projeto se forem realizadas sem o auxílio computacional.

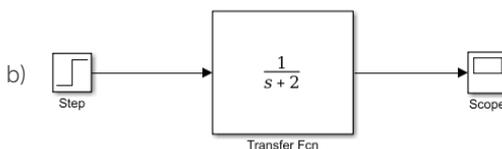
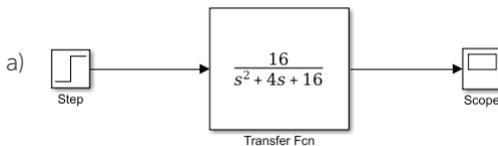
Portanto, é muito comum a utilização de softwares matemáticos, como o MATLAB/Simulink®, que permite que o projetista do controle realize as mais diversas análises e testes tanto com o modelo do sistema dinâmico quanto com o controle que você estiver desenvolvendo em pouco tempo e com muito menos esforço.

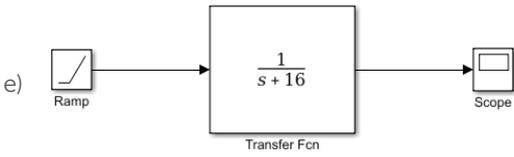
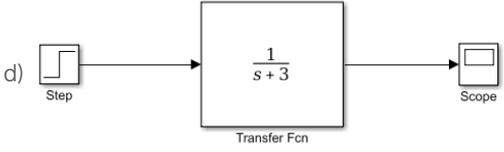
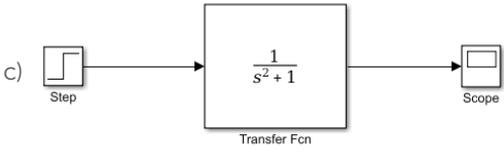
Determine a melhor opção que representa uma simulação realizada via Simulink®/MATLAB, cuja resposta é apresentada na figura a seguir.

Figura | Resposta sistema – Questão 3



Fonte: elaborada pela autora.





Referências

DORF, R. C.; BISHOP, R. H. **Sistemas de controle modernos**. 11. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2011.

GARCIA, H. B. **Teoria de controle moderno**. Londrina: Editora e distribuidora educacional S.A., 2017.

LIPTÁK, B. G. (Ed.). Control Theory. **Instrument Engineers' Handbook: Process Control and Optimization**. 4. ed. New York: CRC Taylor & Francis, 2006. p. 109. v. 2.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 5. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010.

SEBORG, D. E. et al. **Process dynamics and control**. 4 ed. United States of America: Wiley, 2016.

ISBN 978-85-522-0722-1



9 788552 207221 >