

Mario Cesar M. Massa de Campos  
Herbert C. G. Teixeira

# CONTROLES TÍPICOS

de equipamentos e  
processos industriais

2ª edição




**Blucher**



**PETROBRAS**

# Controles típicos de equipamentos e processos industriais



**Blucher**

# Controles típicos de equipamentos e processos industriais

2ª edição

Mario Cesar M. Massa de Campos

Herbert C.G. Teixeira



**PETROBRAS**

*Controles típicos de equipamentos e processos industriais*

© 2010 Mario Cesar M. Massa de Campos

Herbert C.G. Teixeira

2ª edição - 2010

1ª reimpressão - 2012

Editora Edgard Blücher Ltda.

---

# Blucher

Rua Pedrosa Alvarenga, 1245, 4º andar

04531-012 - São Paulo - SP - Brasil

Tel 55 11 3078-5366

[contato@blucher.com.br](mailto:contato@blucher.com.br)

[www.blucher.com.br](http://www.blucher.com.br)

Segundo Novo Acordo Ortográfico, conforme 5. ed. do *Vocabulário Ortográfico da Língua Portuguesa*, Academia Brasileira de Letras, março de 2009.

É proibida a reprodução total ou parcial por quaisquer meios, sem autorização escrita da Editora.

Todos os direitos reservados pela Editora Edgard Blücher Ltda.

---

## FICHA CATALOGRÁFICA

Campos, Mario Cesar M. Massa de  
Controles típicos de equipamentos e processos industriais / Mario Cesar M. Massa de Campos, Herbert C. G. Teixeira. - 2. ed. - São Paulo: Blucher, 2010.

### Bibliografia

ISBN 978-85-212-0552-4

1. Controle de processos 2. Equipamento industrial 3. Processos industriais I. Teixeira, Herbert C. G. II. Título.

10-09428

CDD-620.0011

---

### Índices para catálogo sistemático:

1. Equipamentos e processos industriais: Sistemas de controle: Engenharia 620.0011

Aos nossos Pais, Glaura e Lívio, e  
Maria e José, que sempre  
nos incentivaram ao estudo.



## AGRADECIMENTOS

**N**osso agradecimento a todos os amigos e colegas das Gerências de Engenharia Básica do Centro de Pesquisa da PETROBRAS (CENPES), em particular da Gerência de Automação e Otimização de Processos, com os quais trabalhamos em vários dos projetos dos sistemas de controle apresentados neste livro, e que contribuíram decisivamente para o sucesso dos mesmos.

Agradecemos ao Eng. Renato Spandri da Refinaria REPLAN, ao Eng. Paulo Sérgio Barbosa Rodrigues da Universidade Petrobras, e ao Eng. Lincoln Fernando Lautensclager Moro do Abastecimento pelas sugestões e pelo trabalho de revisão.

Agradecemos à Lúcia Emília de Azevedo, da Universidade Petrobras, pela revisão e condução de todo o processo.

Finalmente agradecemos à PETROBRAS pela oportunidade de compartilhar este conhecimento junto a toda a comunidade técnica, sem o qual este livro não seria impresso.





## ESCOPO DO LIVRO

**E**ste livro tem por objetivo descrever e detalhar os sistemas de controle encontrados na indústria do petróleo, petroquímica e de gás natural. Desta forma, ele apresenta a teoria dos controladores PID (Proporcional, Integral e Derivativo) que são sem dúvida os algoritmos de controle mais utilizados na prática, exemplificando a sua sintonia e cuidados para implementação dos mesmos nos sistemas digitais de automação.

São estudadas também as principais malhas de controle encontradas na prática: vazão, pressão, níveis e temperaturas. Ele também aborda o controle dos principais equipamentos encontrados nos processos de refinarias e plantas petroquímicas: compressores, turbinas a gás e a vapor, fornos, caldeiras, geradores elétricos, bombas centrífugas, colunas de destilação e sistemas de cogeração de energia. Ele também trata dos aspectos importantes dos medidores e atuadores (válvulas e inversores) para o controle.

As estratégias avançadas de controle regulatório, tais como controle em cascata, razão, *split-range*, antecipativo, *override*, desacoplamento, multivariável etc., são estudadas ao longo do livro, nos diversos capítulos do mesmo. A escolha de distribuir a apresentação destas estratégias ao longo do livro foi a de tentar apresentar as mesmas em um capítulo onde exista uma aplicação para elas. Por exemplo, a estratégia de desacoplamento é introduzida no capítulo de “Controle de Compressores”, onde existem aplicações potenciais, entretanto ela também pode ser aplicada em outros processos.

Este livro busca mostrar através de exemplos práticos, e também através de simuladores, as limitações e os cuidados necessários, para que os sistemas de controle possam funcionar com um bom desempenho.

E finalmente, ele apresenta ferramentas de avaliação de malhas de controle que permitem acompanhar, ao longo do tempo, o desempenho das mesmas. O objetivo é diagnosticar e atuar na manutenção dos equipamentos ou na sintonia dos controladores PID para não haver degradação das funções de controle.



## PRÉ-REQUISITOS

Este livro não é um texto básico de teoria de controle, mas busca enfatizar os aspectos práticos e cuidados necessários para o sucesso da aplicação das técnicas de controle em processos industriais. No entanto, ele faz uma breve introdução aos conceitos básicos da área de controle de processos necessários à compreensão das diversas outras partes do livro. Para os leitores que não conhecem os termos “Transformada de Laplace” e “Função de Transferência” de um processo, recomenda-se começar pelo anexo A.1.

## ORGANIZAÇÃO

Este livro está organizado em vários capítulos:

- Introdução ao controle de processos
- Controladores PID – introdução e sintonia
- Controle de vazão
- Controle de nível
- Controle de pressão
- Controle de bombas industriais
- Controle de fornos e caldeiras
- Controle de turbinas a vapor e a gás
- Controle de compressores
- Controle de colunas de destilação
- Controle de sistemas de cogeração de energia
- Avaliação de desempenho das malhas de controle

## OBJETIVOS DO LIVRO

Espera-se que ao final do livro o leitor seja capaz de:

- Identificar e entender os principais sistemas de controle associados aos equipamentos das unidades industriais.
- Avaliar as possíveis causas dos problemas de implantação e de desempenho dos controles regulatórios (PID).
- Entender a importância de um bom projeto dos sistemas de controle.
- Entender o impacto de um bom sistema de controle para a segurança, a confiabilidade e o desempenho econômico de uma unidade industrial.



## APRESENTAÇÃO

Neste ano em que se dedicam todas as homenagens a Petrobras, por ter atingido a tão sonhada autossuficiência, é altamente gratificante para a Universidade Petrobras, a publicação de mais este livro.

Este produto é resultante do esforço silencioso que é feito pela Companhia, a mais de 50 anos, em prol da capacitação de seus empregados.

Nos sentimos orgulhosos de ter nos nossos quadros engenheiros do porte de Mario Campos e Herbert Teixeira, que através de exemplar conduta pessoal, disseminam sempre seus conhecimentos e experiências adquiridos no Sistema Petrobras.

É com grande satisfação, portanto, que a Universidade Petrobras, com o seu Programa de Editoração de Livros Didáticos, promove a produção do livro, Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais, que será de muita importância na formação dos engenheiros de automação industrial da Petrobras, bem como vai retornar à sociedade o investimento e a confiança depositados em suas atividades.

Humberto Matrangolo de Oliveira  
Petróleo Brasileiro S/A - Petrobras  
Recursos Humanos  
Universidade Petrobras  
Gerente da Escola de Ciências e Tecnologias de Abastecimento



<b>Capítulo 1 – Introdução ao Controle de Processos</b> .....	<b>1</b>
1.1 Projeto de um Sistema de Controle de Processos .....	10
1.2 Introdução à Dinâmica de Processos .....	12
1.3 Referências Bibliográficas .....	20
<b>Capítulo 2 – Introdução ao Controlador PID</b> .....	<b>21</b>
2.1 Controlador Proporcional (P) .....	23
2.2 Controlador Proporcional e Integral (PI) .....	26
2.3 Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID) .....	29
2.4 Tipos de Implementação do Algoritmo PID nos Equipamentos Industriais ...	31
2.5 Exemplos de PID nos Equipamentos Industriais .....	34
2.6 Conversão dos Parâmetros do PID Paralelo para o Série .....	37
2.7 Resposta Dinâmica do Processo com o Controlador PID .....	38
2.8 Referências Bibliográficas .....	42
<b>Capítulo 3 – Sintonia de Controladores PID</b> .....	<b>43</b>
3.1 Método Heurístico de Ziegler e Nichols .....	48
3.2 Método CHR .....	53
3.3 Método Heurístico de Cohen e Coon (CC) .....	55
3.4 Método da Integral do Erro .....	56
3.5 Método do Modelo Interno (IMC) .....	60
3.6 Método dos Relés em Malha Fechada .....	63
3.7 Ferramentas Clássicas de Análise de Controle Linear .....	66
3.8 Outros Métodos de Sintonia do PID .....	69
3.9 Comparação entre os Métodos de Sintonia do PID .....	72
3.10 Conclusões .....	77
3.11 Referências Bibliográficas .....	77
<b>Capítulo 4 – Controle de Vazão</b> .....	<b>81</b>
4.1 Controle de Vazão – Elementos Primários de Controle .....	83
4.2 Controle de Vazão – Elemento Final de Controle .....	86
4.3 Estratégia de Controle de Razão .....	105
4.4 Não Linearidades Induzidas pela Característica da Válvula .....	107
4.5 Referências Bibliográficas .....	110



<b>Capítulo 5 – Controle de Nível</b> .....	<b>113</b>
5.1 Exemplos de Controle de Nível .....	116
5.2 Controle em Cascata .....	119
5.3 Controle em <i>Override</i> ou com Restrições .....	124
5.4 Método Heurístico de Sintonia de Controladores de Nível .....	127
5.5 Controle de Nível com PID de Ganho Variável .....	129
5.6 Análise do Desempenho dos Controles de Nível .....	130
5.7 Referências Bibliográficas .....	132
<b>Capítulo 6 – Controle de Pressão</b> .....	<b>133</b>
6.1 Controle de Pressão de um Vaso .....	135
6.2 Controle de Pressão de uma Coluna de Destilação .....	140
6.3 Estratégia de Controle Utilizando <i>Split-range</i> .....	156
6.4 Controles do Sistema de Óleo de uma Plataforma de Petróleo .....	158
6.5 Otimização de um Controle de Pressão .....	164
6.6 Referências Bibliográficas .....	165
<b>Capítulo 7 – Controle de Bombas Industriais</b> .....	<b>167</b>
7.1 Introdução às Bombas Industriais .....	169
7.2 Exemplos de Controles Associados às Bombas Industriais .....	173
7.3 Variadores de Rotação de Motores Elétricos de Indução .....	182
7.4 Exemplos de Controles de Sistemas de Bombeamento .....	186
7.5 Referências Bibliográficas .....	197
<b>Capítulo 8 – Controle de Fornos e Caldeiras</b> .....	<b>199</b>
8.1 Introdução aos Fornos Industriais .....	201
8.2 Introdução às Caldeiras Industriais .....	207
8.3 Controle Antecipatório ou <i>Feedforward</i> .....	209
8.4 Detalhamento dos Controles de um Forno Industrial .....	213
8.5 Detalhamento dos Controles de uma Caldeira .....	222
8.6 Controle de Trocadores de Calor .....	225
8.7 Controle de Processos com Resposta Inversa .....	235
8.8 Referências Bibliográficas .....	239
<b>Capítulo 9 – Controle de Turbinas a Vapor e a Gás</b> .....	<b>241</b>
9.1 Introdução às Turbinas a Vapor .....	243
9.2 Principais Controles de uma Turbina a Vapor .....	246

9.3 Introdução às Turbinas a Gás .....	258
9.4 Principais Controles de uma Turbina a Gás .....	260
9.5 Referências Bibliográficas .....	265
<b>Capítulo 10 – Controle de Compressores .....</b>	<b>267</b>
10.1 Introdução aos Compressores Industriais .....	269
10.2 As Curvas Características do Compressor .....	274
10.3 Limite de <i>Surge</i> dos Compressores Dinâmicos .....	276
10.4 Controle de Capacidade dos Compressores .....	279
10.5 Controle <i>Anti-surge</i> dos Compressores Dinâmicos .....	283
10.6 Detalhes de uma Estratégia de Controle <i>Anti-surge</i> .....	285
10.7 Exemplo de Elaboração do Controle <i>Anti-surge</i> .....	297
10.8 O Sistema de Compressão .....	301
10.9 Simulação Dinâmica do Sistema de Compressão .....	303
10.10 Outros Detalhes do Controlador <i>Anti-surge</i> Industrial .....	307
10.11 Desacoplamento de Malhas .....	308
10.12 Importância da Instrumentação para o Controle <i>Anti-surge</i> .....	315
10.13 Exemplos de Problemas de Estratégias de Controle .....	319
10.14 Referências Bibliográficas .....	321
<b>Capítulo 11 – Controle de Colunas de Destilação .....</b>	<b>323</b>
11.1 Variáveis de Controle de uma Coluna de Destilação .....	332
11.2 Controle Multivariável .....	340
11.3 Sistema de Compensação de Tempo Morto .....	346
11.4 Referências Bibliográficas .....	349
<b>Capítulo 12 – Controle de Sistemas de Cogeração de Energia .....</b>	<b>351</b>
12.1 Turboexpansor acionando um Compressor .....	353
12.2 Turboexpansor acionando um Gerador Elétrico .....	355
12.3 Turbina a Gás Gerando Energia Elétrica e Calor .....	364
12.4 Referências Bibliográficas .....	365
<b>Capítulo 13 – Avaliação de Desempenho das Malhas de Controle .....</b>	<b>367</b>
13.1 Índices para Acompanhar a Variabilidade do Processo .....	370
13.2 Índice Baseado em Controle com Variância Mínima .....	372
13.3 Algoritmo para Detecção de Oscilações .....	375

13.4 Acompanhamento da Margem de Ganho e de Fase . . . . .	376
13.5 Conclusões . . . . .	380
13.6 Referências Bibliográficas . . . . .	380
<b>Capítulo 14 – Conclusões . . . . .</b>	<b>383</b>
<b>Anexo 1 – Conceitos Básicos de Transformada de Laplace . . . . .</b>	<b>389</b>

# 1

## Introdução ao controle de processos



# 1 INTRODUÇÃO AO CONTROLE DE PROCESSOS

No atual mercado competitivo, as empresas são obrigadas a melhorar continuamente a produtividade das suas plantas industriais. Uma das áreas tecnológicas fundamentais para se aumentar a rentabilidade das unidades é a de controle, automação e otimização de processos. Vários são os ganhos da aplicação destas tecnologias nos processos industriais:

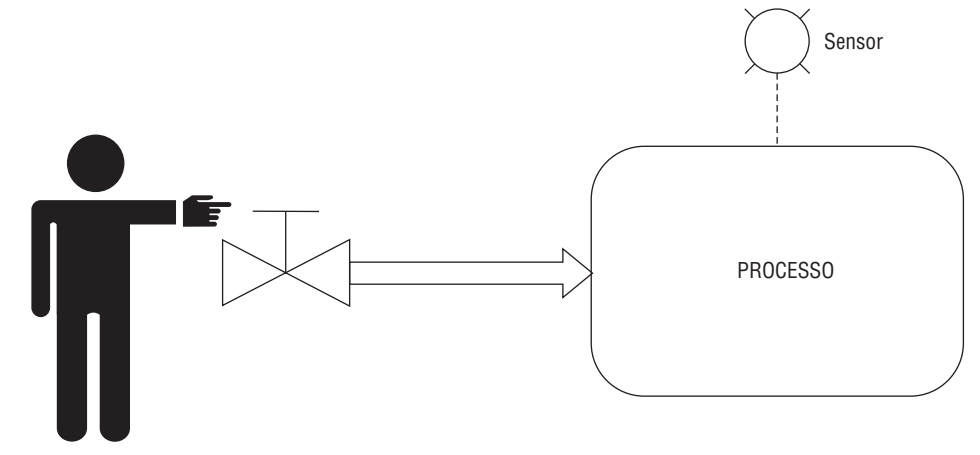
- Aumento do nível de qualidade dos produtos.
- Minimização da necessidade de reprocessamento. Isto é, com um sistema de controle ruim os produtos podem não atingir as especificações desejadas, o que leva muitas vezes à necessidade de se recircular e fazer com que os produtos passem novamente pelas unidades de processamento, com todos os custos de energia envolvidos.
- Aumento da confiabilidade dos sistemas, pois os controles bem projetados evitam que os equipamentos operem em regiões indesejadas, onde ocorre uma deterioração mais rápida dos mesmos, e possíveis paradas não programadas para manutenção.
- Aumento do nível de segurança da unidade, pois os controles podem atuar para evitar um aumento brusco e perigoso de uma pressão ou temperatura.
- Liberação do operador de uma série de atividades manuais e repetitivas. Por exemplo, em sistemas com um controle deficiente o operador pode ser obrigado muitas vezes a ficar atuando constantemente em válvulas para manter um nível ou uma temperatura nos seus respectivos valores desejados, deixando de executar uma tarefa de supervisão e otimização da planta.

O termo “controle de processos” costuma ser utilizado para se referir a sistemas que têm por objetivo manter certas variáveis de uma planta industrial entre os seus limites operacionais desejáveis. Estes sistemas de controle podem necessitar constantemente da intervenção humana, ou serem automáticos, como, por exemplo, o controle de temperatura de um forno.

Os sistemas de controle podem ser em malha aberta ou em malha fechada. No caso do controle em malha aberta, o operador define a abertura de uma válvula de controle, para obter uma certa vazão desejada. Para determinar esta abertura, ele consulta uma curva de calibração prévia (abertura x vazão) e considera que a vazão vai se manter constante, apesar das possíveis perturbações. A Figura 1.1, a seguir, mostra um esquema de um sistema de controle em malha aberta.

Os sistemas de controle em malha aberta são simples e baratos, mas não compensam as possíveis variações internas da planta, nem as perturbações externas inerentes

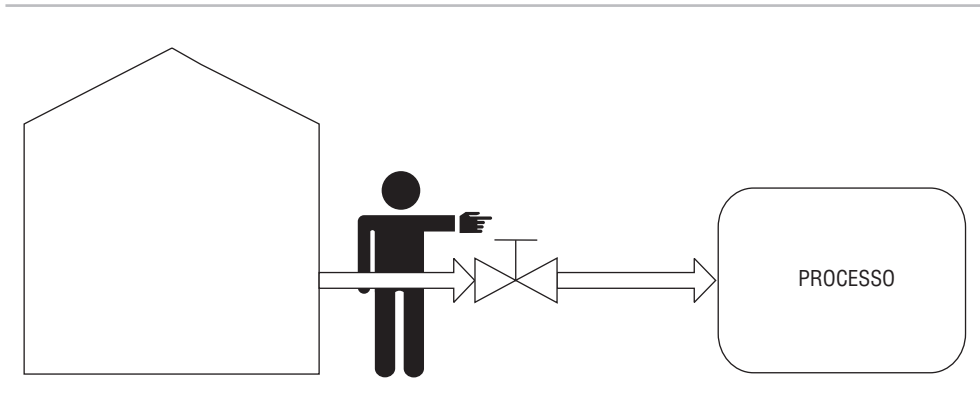
Figura 1.1 Sistema de controle em malha aberta.



a um processo industrial. Por exemplo, suponha que se deseja controlar uma determinada vazão, e que esta vazão esteja vindo de um tanque, conforme a Figura 1.2.

Considerando uma certa vazão desejada, o operador pode consultar uma curva ou tabela de calibração (que foi obtida anteriormente) e determinar qual é a abertura da válvula que produz aquela vazão. Entretanto, à medida que o nível do tanque for diminuindo, para uma mesma abertura da válvula, a vazão para o processo irá diminuir, pois a pressão a montante da válvula será menor. Portanto, este tipo de controle em malha aberta não compensará esta diminuição da vazão. Além disto, existem atritos, histereses e desgastes das partes internas da válvula que mudam com o tempo. Assim, a própria curva de calibração também não seria mais válida, devido a estas mudanças dos parâmetros internos da planta.

Figura 1.2 Processo para controle de vazão.

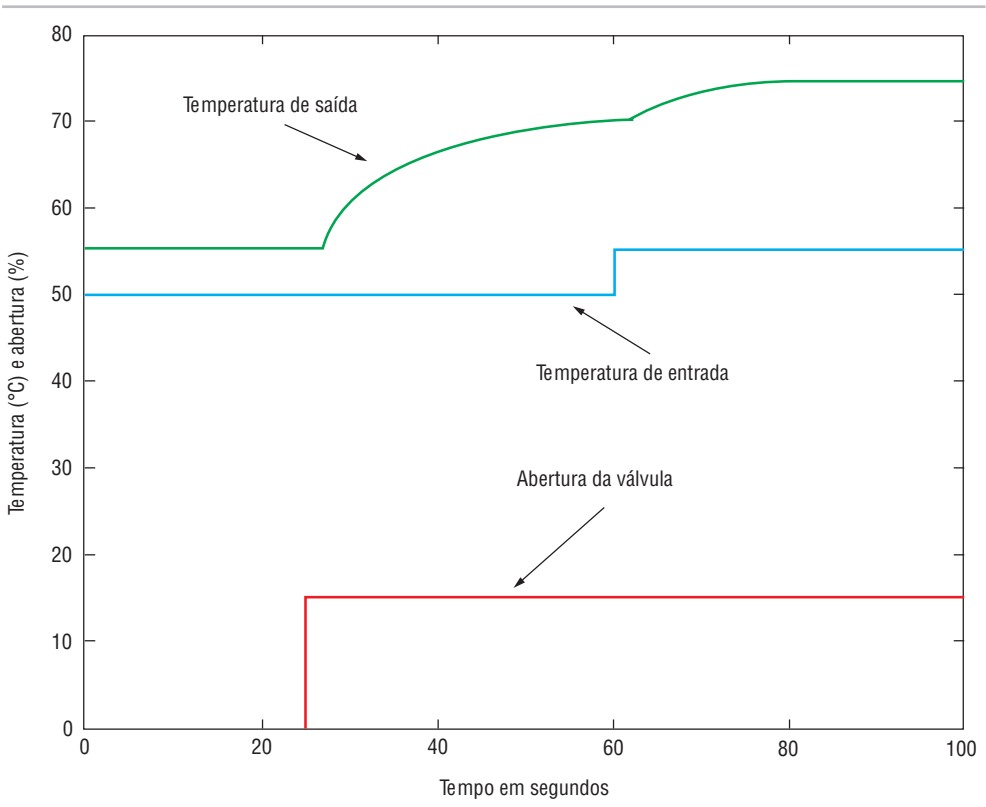


A Figura 1.3 mostra um outro exemplo de controle em malha aberta, onde se deseja controlar a temperatura de saída de um equipamento em torno de 70 °C. Com este objetivo, o operador ajusta a válvula em 15%. Entretanto, quando ocorre uma perturbação na temperatura de entrada do fluido no tempo igual a 60 segundos, observa-se que a temperatura de saída aumenta, e se o operador não atuar na válvula o sistema se afastará do ponto desejado.

Outra desvantagem do controle em malha aberta é a sobrecarga de trabalho repetitivo e sem interesse para o operador. Este controle também estimula o operador a ser conservativo e operar em uma região mais segura e menos econômica. No exemplo da figura anterior, se existisse um risco por temperatura alta, ele iria tender a operar em uma temperatura mais baixa por segurança, mas que por outro lado poderia significar uma perda maior de produtos nobres, o que representaria uma perda de rentabilidade para a planta industrial.

De forma a eliminar estes problemas, pode-se medir a variável importante para o processo e implementar um controle automático em malha fechada. Por exemplo, no

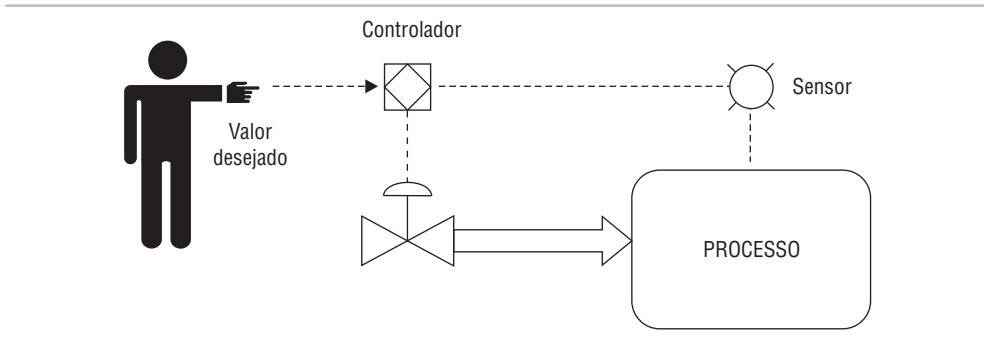
**Figura 1.3** Desempenho do controle em malha aberta.





caso discutido anteriormente, pode-se colocar um medidor de temperatura, e retroalimentar o sistema com esta informação, para que o mesmo mude a abertura da válvula e mantenha a temperatura no seu valor desejado. Este valor desejado ou *setpoint* passa a ser a grandeza ajustada pelo operador. Estes sistemas de controle são classificados como sendo em malha fechada ou com retroalimentação (*feedback*). A Figura 1.4 mostra um esquema de sistema em malha fechada.

Figura 1.4 Sistema de controle em malha fechada.

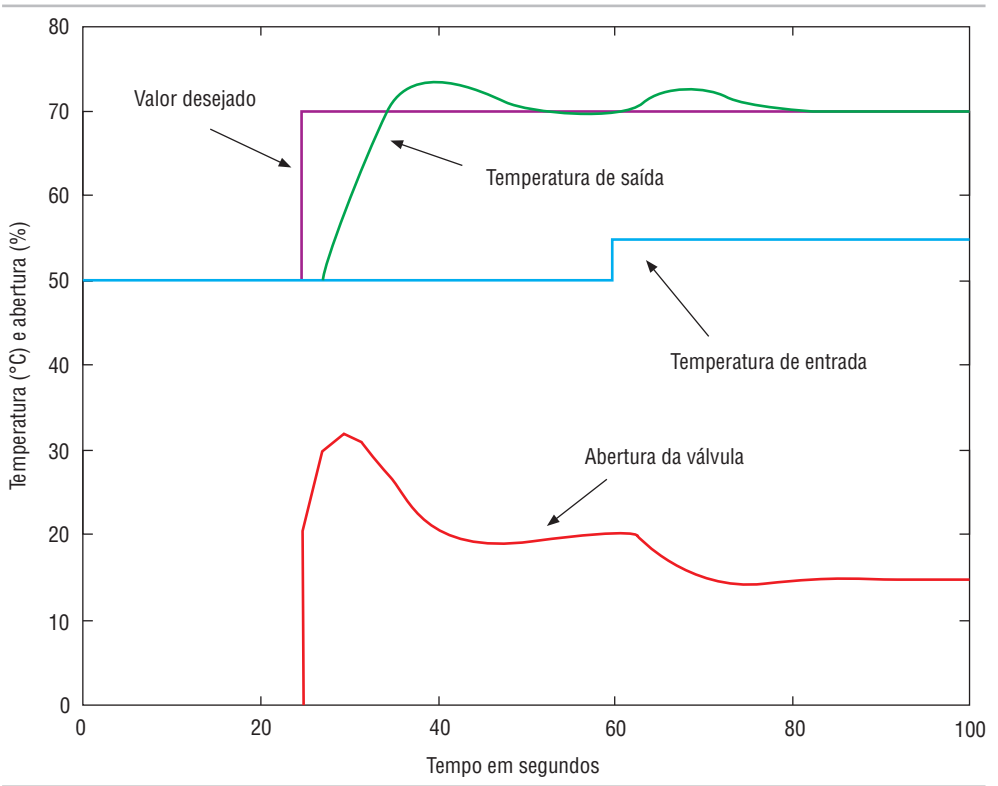


Com o sistema de controle em malha fechada surge a figura do “controlador”, que compara o valor desejado com o valor medido, e se houver um desvio entre estes valores, manipula a sua saída de forma a eliminar este desvio ou erro. Desta maneira, o controle em malha fechada mantém a variável do processo no seu valor desejado, compensando as perturbações externas e as possíveis não linearidades do sistema. A variável manipulada pelo controlador pode ser a abertura de uma válvula, ou a rotação de uma bomba, ou a rotação de um compressor, ou a posição de uma haste etc.

A Figura 1.5 mostra a temperatura sendo controlada automaticamente em 70 °C a partir do tempo igual a 25 segundos. Observa-se que neste caso quando ocorre uma variação na temperatura de entrada, o controlador atua na válvula para trazer a temperatura de volta ao seu valor desejado.

Mas o preço a se “pagar” com este tipo de controle em malha fechada é uma tendência de o sistema oscilar, podendo até mesmo instabilizar o processo. Isto é, o controle em malha fechada pode introduzir um problema de estabilidade para sistema. Ao tentar corrigir os erros da variável do processo em relação ao valor desejado (*setpoint*), o controlador pode causar oscilações de amplitudes crescentes na abertura da válvula, instabilizando a planta. A forma de se eliminar esta instabilidade é retirar o controlador do modo “automático” e reajustar os seus parâmetros de sintonia.

Figura 1.5 Controle em malha fechada.



O controlador do tipo Proporcional-Integral-Derivativo (PID) é, sem dúvida, o mais usado em sistemas de malha fechada na área industrial. As vantagens deste controlador são:

- Bom desempenho em muitos processos;
- Estrutura versátil;
- Poucos parâmetros a serem sintonizados ou ajustados;
- Fácil associação entre os parâmetros de sintonia e o desempenho.

---

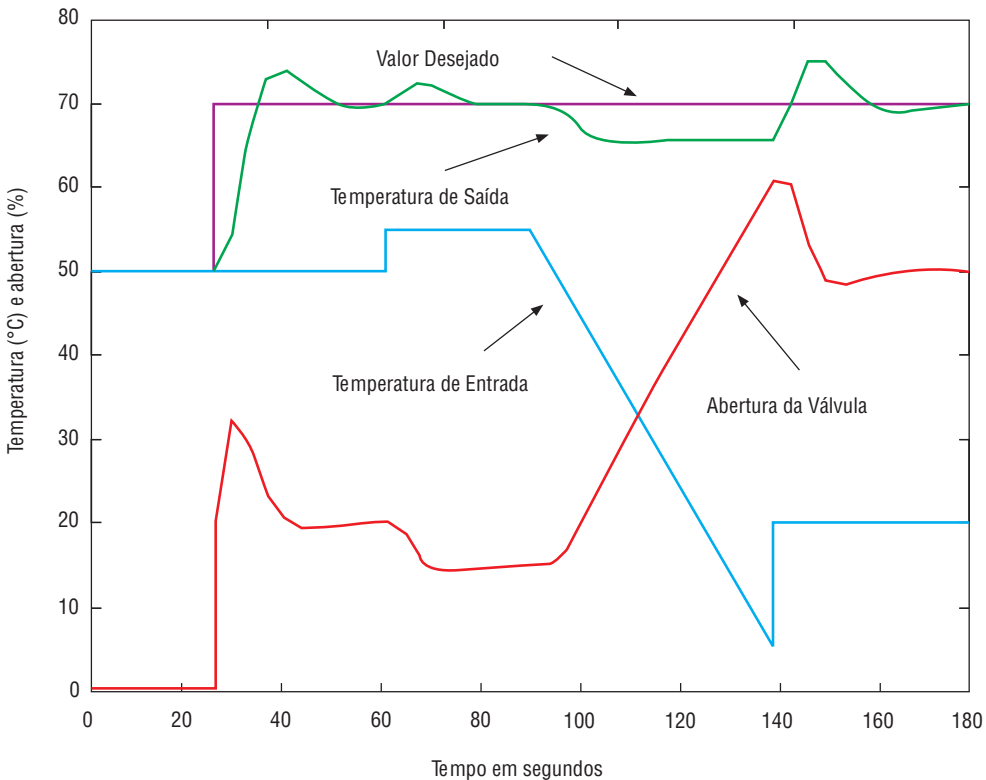
Neste livro será apresentada a problemática de sintonia de controladores PID, que é fundamental para garantir a estabilidade, assim como as diversas metodologias utilizadas na prática com suas respectivas vantagens e desvantagens. O uso de controladores PID em estratégias avançadas de controle regulatório também será abordado.

---

Os problemas de controle em malha fechada podem ser classificados em dois principais tipos de aplicações:

- ❑ **REGULATÓRIO:** Onde o ponto de operação (*setpoint*) é fixo e se deseja manter o processo o mais próximo possível deste valor, apesar das perturbações. Na maioria dos processos contínuos, que operam “continuamente” durante 3 ou 6 anos até uma parada programada para manutenção, os controles têm este objetivo e são chamados de “controles regulatórios”. O objetivo destes controles é rejeitar ou minimizar os efeitos das perturbações.
- ❑ **SERVO:** Onde o ponto de operação deve seguir uma trajetória. Este controle é comum em plantas de “batelada”, onde, por exemplo, um reator com volume fixo é alimentado, e as temperaturas devem seguir uma trajetória no tempo, de maneira a otimizar as reações e, conseqüentemente, o produto desejado. Após um certo tempo, por exemplo 24 horas, o produto é retirado, e se inicia um novo ciclo ou uma nova batelada. O objetivo destes controles é seguir com o mínimo erro o *setpoint* desejado.

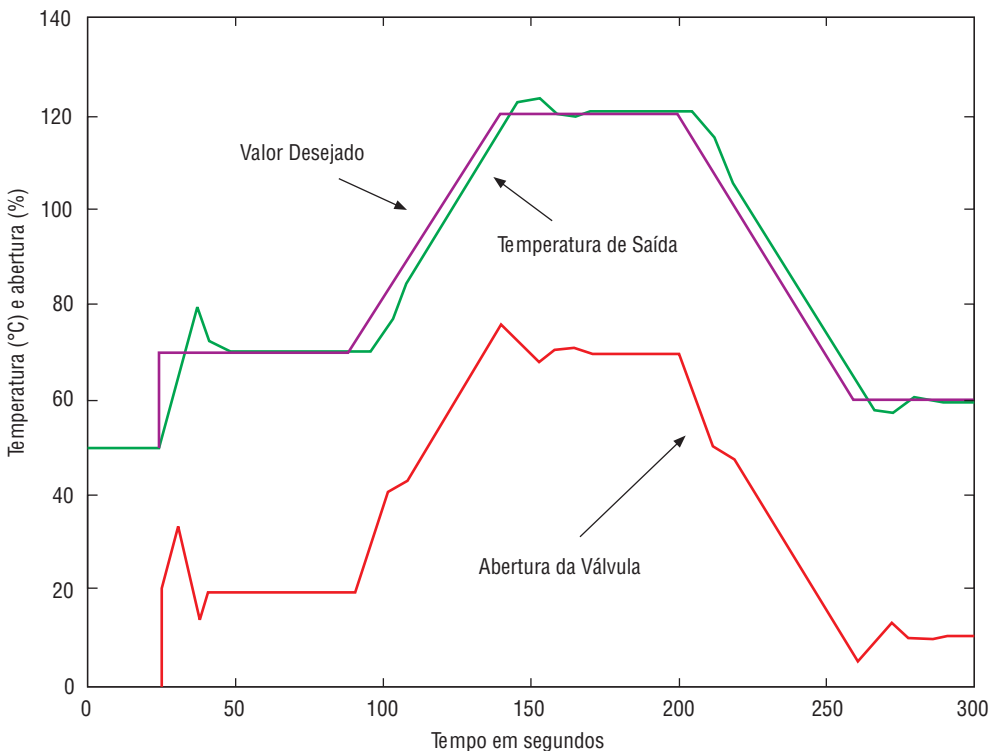
Figura 1.6 Controle regulatório.



Na prática, os sistemas de controle devem ser capazes de resolver ambos os problemas na presença de incertezas e perturbações no processo. A Figura 1.6 mostra um exemplo de problema regulatório, onde o *setpoint* ou o valor desejado para a variável controlada passa a maior parte do tempo constante. Neste caso, o controle deve eliminar as perturbações e manter o sistema no ponto desejado. Observa-se que a temperatura de saída é mantida próxima ao seu valor desejado (*setpoint*), apesar das variações na temperatura de entrada do equipamento. Quando a temperatura de entrada varia em rampa, observa-se que o controlador tem dificuldade em manter a temperatura no seu valor desejado.

A Figura 1.7 mostra um exemplo de problema servo, onde o *setpoint* ou o valor desejado para a variável controlada segue uma trajetória e o controle deve tentar fazer com que o sistema siga esta trajetória. A sintonia ótima do controlador PID depende de que o problema de controle seja predominantemente servo ou regulatório, como será visto no Capítulo 3.

Figura 1.7 Controle servo.



## 1.1 PROJETO DE UM SISTEMA DE CONTROLE DE PROCESSOS

Os requisitos gerais para o projeto de um sistema de controle são os seguintes:

- Deve-se buscar uma estrutura de controle que minimize as perdas econômicas decorrentes das perturbações que o processo pode vir a sofrer. Desta forma, busca-se definir variáveis controladas, como certas temperaturas e vazões, que se forem mantidas constantes nos seus respectivos *setpoints*, o processo minimiza as perdas em função das perturbações [Skogestad, 2000] [Skogestad e Postlethwaite, 2005].
- O sistema deve ser estável, isto é, a sua resposta não deve possuir oscilações, com amplitude constante ou crescente.
- O sistema deve ser robusto e eliminar os desvios entre a variável controlada e o seu valor desejado, isto é, ele deve tender a reduzir estes erros a zero ao longo do tempo, e ser estável apesar das perturbações externas e das não linearidades do processo.

Em outros termos, os sistemas de controle devem manter o processo no seu ponto operacional ótimo, evitando regiões inseguras de operação, e devem ser capazes de eliminar perturbações.

O requisito específico para o projeto de uma malha de controle é basicamente a **definição do desempenho desejado**. Obviamente, o próprio processo a ser controlado impõe restrições ao máximo desempenho que o controle pode ter. Por exemplo, se o processo é lento e demora a responder a uma ação na sua entrada em torno de 30 minutos, então não se pode desejar que o controle responda em 2 minutos. Buscar uma resposta tão rápida para este processo pode significar um controle com ação muito brusca, o que levará a um sistema instável. Portanto, um bom desempenho do controle é aquele que leva o sistema a ter uma resposta a mais rápida possível para aquele processo (por exemplo, três vezes mais rápido do que a resposta em malha aberta), e com um amortecimento razoável (estabilidade relativa – sem grandes oscilações).

---

### As fases de um projeto de um sistema de controle são:

1. PROJETO BÁSICO: Análise do processo e definição de uma estratégia de controle (algoritmos e instrumentação necessária);
  2. DETALHAMENTO E IMPLANTAÇÃO: Cuidados com a instalação da instrumentação e com a configuração do controle no sistema digital (PLC ou SDCD).
  3. FASE DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO: Sintonia dos controladores e possíveis alterações das mesmas em função de mudanças operacionais.
-

## Fase de projeto

Em função dos objetivos operacionais, define-se uma estratégia de controle, que pode ser, por exemplo:

- O uso de um controlador simples do tipo PID, para controlar uma vazão ou um nível;
- O uso de um controle cascata, onde a saída de um controlador PID atua no *setpoint* de outro controlador PID.
- O uso de controle *override*, onde normalmente um controlador PID atua no processo, mas se uma outra variável se aproximar de um limite operacional, ela passa a atuar no processo, através de um seletor de maior ou menor.
- O uso de controle de razão, onde se deseja por exemplo manipular uma vazão, de maneira que a razão entre esta e uma outra vazão seja controlada.
- O uso de controle antecipatório (*feedforward*), de forma a minimizar o efeito de uma perturbação medida, em uma variável controlada.
- O uso de controle *split-range* quando necessário, onde por exemplo de 0 a 50% na saída do controlador atua na válvula “A” e de 50 a 100% ele atua em outra válvula “B”.

---

Ao longo deste livro todas estas estratégias avançadas de controle serão discutidas detalhadamente: razão, cascata, antecipatório etc.

---

## Fase de detalhamento e implantação

Instalar de forma adequada os instrumentos das malhas de controle, de maneira a evitar erros de medição durante a operação, assim como ruídos nestas variáveis, o que dificulta o controle. Configurar corretamente a estratégia no sistema digital de controle da unidade, evitando por exemplo ações indesejadas durante as transições de modo dos controladores. Outro cuidado na implementação é traçar uma estratégia durante a falha dos sensores, por exemplo passando o controlador para o modo manual e mantendo a última saída para a válvula. Evitar a saturação indevida do controlador (válvula totalmente aberta ou fechada) também deve ser uma preocupação durante a configuração. Todos estes cuidados serão discutidos ao longo deste livro.

## Fase de operação e manutenção

A principal tarefa nesta fase é a sintonia dos controladores. Para sintonizar um controlador é necessário conhecer:

- A estratégia de controle proposta,
- A dinâmica do processo,
- O algoritmo de controle utilizado,
- O critério de desempenho desejado para a malha.

---

Técnicas de sintonia também serão discutidas ao longo deste livro.

---

## 1.2 INTRODUÇÃO À DINÂMICA DE PROCESSOS

O passo mais importante para o projeto de um sistema de controle é a obtenção da dinâmica do processo. Isto é, ao se atuar em uma variável da planta em quanto tempo a variável controlada irá reagir? A dinâmica do processo influencia muito a sintonia, como será visto a seguir. Alguns métodos de sintonia necessitam de um modelo explícito do processo, sendo que existem duas maneiras de se obter este modelo:

- Modelagem do processo em termos de leis físico-químicas e correlações;
- Identificação do sistema, que é o ajuste estatístico de um modelo do processo a partir de dados experimentais.

### 1.2.1 Modelagem do processo

A **modelagem fenomenológica** [Seborg e Mellichamp, 1989] usa as leis físicas e correlações para descrever o sistema. Um processo pode ser caracterizado por suas variáveis de estado que descrevem a quantidade de massa, energia e momento linear do sistema. As variáveis típicas que são escolhidas são: posições e velocidades (sistemas mecânicos), tensões e correntes (sistemas elétricos), níveis e vazões (sistemas hidráulicos), e temperaturas, pressões e concentrações (sistemas químicos, térmicos e de reação). A relação entre os estados é determinada usando-se balanços (princípios de conservação) de momento linear, massa, energia e também outras equações constitutivas (correlações).

A vantagem dos modelos físicos é que eles podem dar informações pormenorizadas do sistema e eles permitem extrapolações. Dependendo do grau de descrição dos fenômenos físicos, os seus parâmetros têm interpretações físicas. Estes modelos também permitem obter um conhecimento mais global das relações entre as diversas variáveis, incorporando as possíveis não linearidades.

A desvantagem é que pode ser difícil construir modelos físico-químicos dinâmicos de processos complexos, como certas colunas de destilações e certos reatores. Outro problema é que estes modelos podem ser extremamente complexos e de pouco

valor prático, caso não se conheçam com precisão os seus parâmetros. Outra desvantagem é o tempo necessário para o desenvolvimento destes modelos.

Normalmente, estes modelos são linearizados (aplicando-se a série de Taylor) em torno do ponto de operação, de forma a se utilizar as teorias de controle de sistemas lineares.

LINEARIZAÇÃO:

$$y = f(x, z) = f(x_0, z_0) + \frac{df}{dx}(x_0, z_0)(x - x_0) + \frac{df}{dz}(x_0, z_0)(z - z_0)$$

## 1.2.2 Identificação do processo

A identificação de sistemas tem por objetivo construir modelos matemáticos de processos dinâmicos a partir de dados experimentais observados na planta. Estes modelos são do tipo “caixa-preta”, pois só se está interessado nas relações entre as entradas e saídas do processo, e não nos mecanismos internos do mesmo.

A vantagem destes modelos em sistemas complexos é que este pode ser o método mais rápido e prático de se obter um modelo da dinâmica do processo. A desvantagem é que este modelo tem uma validade apenas local, isto é em torno do ponto de operação, não permitindo grandes extrapolações.

A identificação do processo inclui os seguintes passos:

- Planejamento e execução experimental;
- Seleção da estrutura do modelo (linear ou não);
- Estimação dos parâmetros do modelo;
- Validação do modelo.

Na prática, o procedimento para a identificação é iterativo, isto é, os passos descritos anteriormente podem e devem ser repetidos até que o modelo seja realmente representativo do processo.

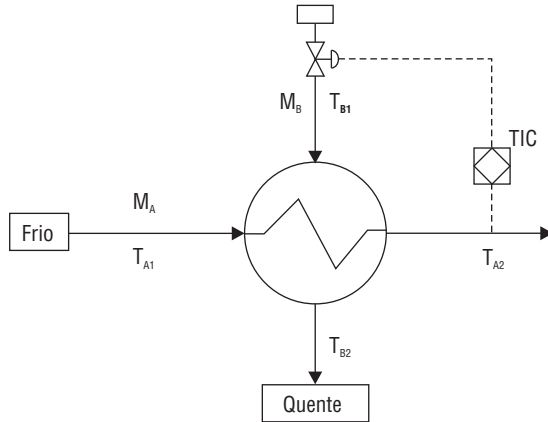
## 1.2.3 Exemplo de modelagem e identificação

A seguir, será estudada a obtenção da dinâmica de um processo simples, de forma a exemplificar tanto a modelagem fenomenológica, quanto a identificação. O sistema escolhido será um trocador de calor de casco e tubo, que está mostrado na Figura 1.8. Pelos tubos passa um fluido frio “A”, com uma vazão mássica não controlada ( $M_A$  – kg/h), e com uma temperatura de entrada  $T_{A1}$ , o objetivo é controlar a temperatura de saída ( $T_{A2}$ ), manipulando a vazão do fluido quente do casco “B” ( $M_B$ ), que possui uma temperatura de entrada  $T_{B1}$ .



Primeiramente, será feita uma modelagem fenomenológica deste trocador de calor, de maneira a elaborar um simulador dinâmico desta parte do processo.

Figura 1.8 Sistema do trocador de calor a ser controlado.



Obviamente, existem vários graus de precisão na modelagem, mas o importante é não aumentar a complexidade do modelo se o problema a ser resolvido não necessitar. Isto é, **o modelo deve ser o mais simples possível**, para resolver o problema em questão. Por exemplo, no caso acima o modelo mais simples seria:

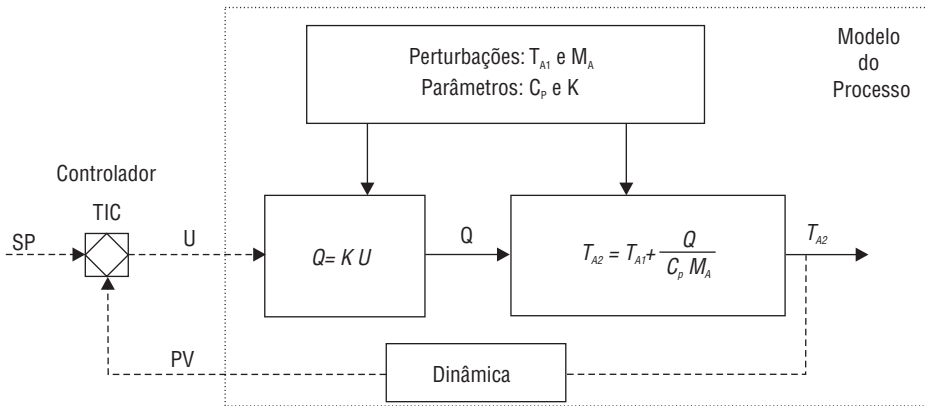
- Considerar que a quantidade de calor ( $Q$  – kcal/h), fornecida pelo fluido quente “B”, é proporcional à abertura da válvula. ( $Q = K \times \text{Saída do TIC}$ ).
- Considerar que as dinâmicas da válvula e da troca térmica podem ser agrupadas em uma única função de transferência de primeira ordem.
- Considerar que não ocorre vaporização do fluido “A” e que a temperatura de saída deste fluido, que se deseja controlar, pode ser calculada pela seguinte equação, onde “ $c_p$ ” é o calor específico (kcal/kg.C):

$$T_{A2} = T_{A1} + \frac{Q}{c_p \times M_A}$$

Logo, desta maneira simplificada, o modelo dinâmico do trocador de calor poderia ser representado conforme a Figura 1.9.

As premissas deste modelo dinâmico nem sempre são válidas, por exemplo a influência das temperaturas e da vazão do fluido frio na troca de calor ( $Q$ ) nem sempre pode ser desconsiderada, e a dinâmica de troca de calor em alguns casos necessita ser considerada de forma mais rigorosa. Entretanto, este modelo simplificado será usado

Figura 1.9 Modelo dinâmico do sistema.



com o objetivo didático de se elaborar um simulador dinâmico. No Capítulo 8 deste livro, será discutido um modelo mais detalhado para trocadores de calor.

### Simulação dinâmica

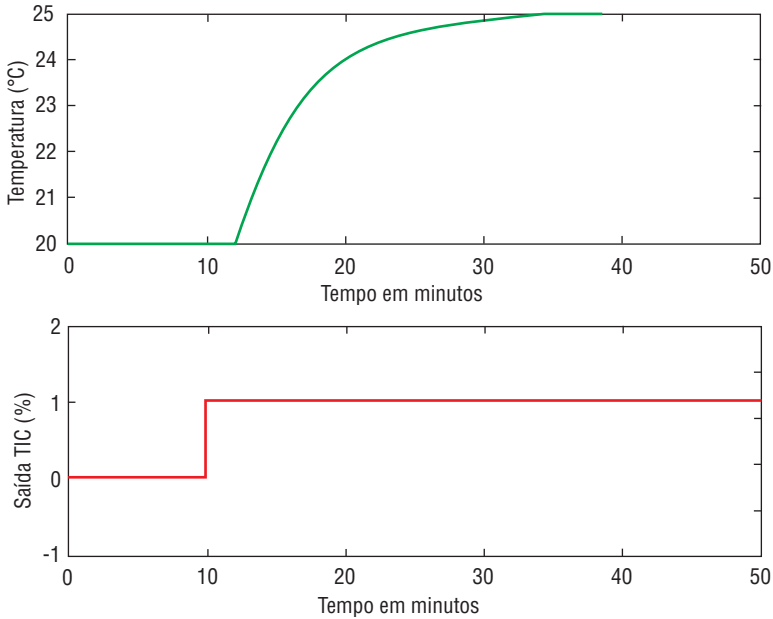
Existem várias possibilidades de se elaborar um programa de simulação dinâmica, desde o uso de linguagens padrões de programação, como o C++ e o FORTRAN, até o uso de ambientes particulares de programação, como o MATLAB.

De posse de um simulador dinâmico, pode-se testar as várias possibilidades de sintonia de um controlador. A vantagem do simulador é permitir uma maior flexibilidade nos testes e nas perturbações do sistema de controle, já que estas análises não afetam a produção. A desvantagem é o número de parâmetros que precisam ser obtidos (no exemplo da Figura 1.9:  $c_p$  do fluido, fator  $K$  de troca térmica, dinâmica da válvula etc.), e a necessidade de validação do modelo utilizado, verificando se o mesmo representa realmente os dados medidos na planta.

Como já foi dito, a outra possibilidade de se obter a dinâmica do processo é através da **identificação**. Neste caso, por exemplo, seria solicitado ao operador colocar o controlador “TIC” em manual, e variar a sua saída de um valor que não perturbe muito o processo, mas que o tire do seu regime permanente, por exemplo uma variação de  $\pm 1\%$  em uma planta ou  $\pm 10\%$  em outra planta. Seria então registrada a evolução da temperatura (que é a **PV** – *process variable* do controlador). Esta curva permitiria obter o ganho, a constante de tempo e o tempo morto do processo (modelo de resposta ao degrau). A Figura 1.10 mostra um exemplo de evolução da temperatura obtida, não diretamente da planta, mas através de um simulador do sistema de controle do trocador

de calor para:  $c_p = 1 \text{ kcal/kgC}$ , fator  $K = 5 \text{ kcal/\%}$ , vazão de  $1 \text{ kg/min}$  e temperatura de entrada igual a  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ . A temperatura de saída foi normalizada para  $[0 - 100 \text{ }^\circ\text{C}]$ .

Figura 1.10 Resposta do processo para identificação do modelo dinâmico.



Em muitos trabalhos na prática, tenta-se modelar a dinâmica do processo como sendo um tempo morto mais um modelo de primeira ordem (ganho mais constante de tempo). Seja um processo, com variável de saída “T” e de entrada “u”, que possa ser representado pela seguinte equação diferencial de primeira ordem:

$$\tau \frac{dT(t)}{dt} + T(t) = K \times u(t)$$

Aplicando a transformada de Laplace (ver anexo 1) na equação anterior, tem-se a dinâmica do processo representada por uma função de transferência de primeira ordem:

$$\frac{T(s)}{U(s)} = \frac{K}{\tau s + 1}$$

A solução no tempo para um degrau unitário na variável “u(t)” (variação de uma unidade no tempo igual a zero) seria:

$$T(t) = K \times \left(1 - e^{(-t/\tau)}\right)$$

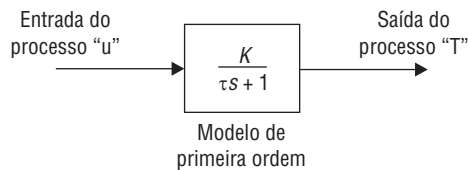
Decorrido um tempo igual a “ $\tau$ ” ( $t = \tau$ ), que é conhecido como a constante de tempo do processo, a saída do processo seria igual a  $T(\tau) = K \times (1 - e^{-1.0}) = 0.63 \times K$ . Portanto, a constante de tempo pode ser obtida observando-se o tempo a partir do degrau em que a saída da planta atinge 63% do seu valor final de regime permanente.

Os parâmetros a serem identificados para este modelo da dinâmica do processo de primeira ordem são os seguintes:

- Ganho do processo:  $K = \frac{\Delta T}{\Delta U}$
- Constante de tempo ( $\tau$ ) que é tempo necessário para a temperatura atingir 63% do seu valor final.

A Figura 1.11 mostra este modelo de primeira ordem, que é na maioria das vezes apenas uma aproximação da realidade, pois um processo real raramente é linear e de primeira ordem. Entretanto, esta aproximação da dinâmica da planta industrial é satisfatória para se ajustar e definir muitos controles na prática.

Figura 1.11 Modelo identificado do processo.



Um modelo um pouco mais completo é aquele que utiliza mais um parâmetro adicional chamado de tempo morto ( $\theta$ ), que é definido como o tempo a partir do instante em que o processo foi perturbado com um degrau, em que a sua variável de saída, por exemplo a temperatura, começa a variar ou sair do seu regime permanente.

Este modelo é mostrado na equação a seguir, e é um dos mais utilizados na prática para representar a dinâmica do processo e servir de base para a sintonia dos controladores do tipo PID [Ziegler e Nichols, 1942], [Corripio, 1990].

$$G_p(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{\tau s + 1}$$

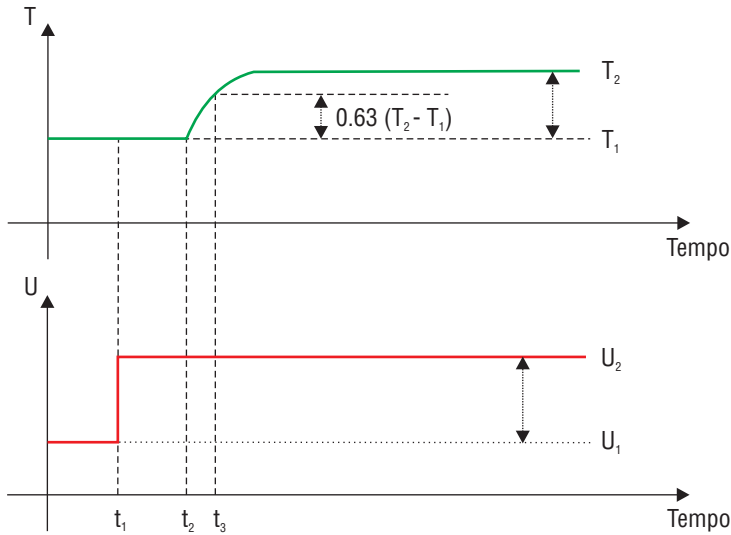
Para obter estes parâmetros que representam a dinâmica do processo ( $K$ ,  $\tau$  e  $\theta$ ) pode-se utilizar uma metodologia de **identificação**, que consiste no seguinte:

- Introduzir perturbações iniciais em degrau na variável manipulada ( $U$ ) de forma a garantir o condicionamento do sistema (verificar bandas mortas,

histereses etc.), isto é, efetuar dois ciclos de degraus para cima e para baixo. Esperar para que o sistema atinja o regime permanente estável (variável controlada constante) e que não esteja sendo perturbado por alguma outra variável (no caso de sistemas multivariáveis).

- Introduzir um degrau na variável manipulada, e obter a resposta do processo. Esta resposta do processo é conhecida na prática como “curva de reação” da planta. A partir desta curva pode-se calcular os parâmetros do modelo do processo (Ex. ganho, constante de tempo e tempo morto).
  - O ganho do processo ( $K$ ) em unidade de engenharia é calculado dividindo-se a variação da variável controlada em regime permanente pela variação da variável manipulada ( $K = \Delta T / \Delta U = (T_2 - T_1) / (U_2 - U_1)$ ). Ver a Figura 1.12. Notar que “T”, neste caso, é a notação para temperatura.
  - A constante de tempo ( $\tau$ ) é o tempo a partir do início da perturbação na variável manipulada, descontado o tempo morto, em que a variável controlada já atingiu 63% da variação total até o novo regime permanente. Logo é o tempo para atingir:  $0.63 \times \Delta T = 0,63 \times (T_2 - T_1)$ . Observando-se a Figura 1.12, pode-se calcular a constante de tempo como:  $\tau = t_3 - t_2$ .
  - O tempo morto ( $\theta$ ) é o tempo a partir do início da perturbação na variável manipulada em que a variável controlada começa a responder. Este tempo também é conhecido como tempo de transporte, pois estaria associado ao tempo que a perturbação necessita para “transitar” dentro do processo e começar a afetar a variável controlada. Por exemplo, seja um duto de comprimento ( $L$ ), onde existe um fluido com velocidade ( $V$ ), e se adiciona um produto químico ( $X$ ), o tempo para este componente ( $X$ ) atingir a saída do duto que está sendo monitorado será:  $\theta = L/V$ . Este tempo está associado ao tempo morto. Na Figura 1.12, o tempo morto seria calculado como:  $\theta = t_2 - t_1$ .
- Repetir pelo menos três vezes este ciclo, incluindo variações positivas e negativas na variável manipulada, e considerar como modelo do processo a média dos valores obtidos em cada uma destas identificações. O objetivo de repetir o teste é verificar se existe uma diferença na dinâmica do processo para uma variação positiva ou negativa da variável manipulada. Esta repetição também permite verificar se ocorreu alguma outra perturbação não desejada durante o teste (principalmente para processos multivariáveis) que alterou o cálculo dos parâmetros do modelo.

Figura 1.12 Teste para obter a modelo da dinâmica do processo.



Linearizando a função da transformada de Laplace do tempo morto  $f(s) = e^{-\theta s}$  (aplicando-se a série de Taylor) em torno do ponto  $(s = 0)$ :

$$f(s) = e^{-\theta s} \cong 1 - \theta s$$

Pela equação anterior, observa-se que se pode utilizar o tempo morto como uma aproximação para um “zero” positivo na função de transferência, que ocorre em processos com resposta inversa, ou de fase não mínima (serão vistos no Capítulo 8). Outra aproximação do tempo morto é vista na próxima equação.

$$f(s) = e^{-\theta s} = \frac{1}{e^{\theta s}} \cong \frac{1}{1 + \theta s}$$

Pela equação anterior, observa-se que se pode também utilizar o tempo morto como aproximação para uma constante de tempo rápida do processo. Esta é a essência de aproximar um processo por um modelo de primeira ordem, onde a constante de tempo representa a dinâmica dominante, seguido de um tempo morto, que considera as outras dinâmicas mais rápidas da planta.

A aproximação de primeira ordem de “Pade” também pode ser usada para linearizar o tempo morto:

$$f(s) = e^{-\theta s} = \frac{e^{-(\theta/2)s}}{e^{(\theta/2)s}} \cong \frac{1 - (\theta/2)s}{1 + (\theta/2)s}$$

Modelos de sistemas integradores, onde a saída do processo é sempre crescente para uma perturbação degrau (ver Capítulo 5), também podem ser necessários em alguns casos na prática; e podem ser aproximados pela seguinte função de transferência:

$$G_p(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{s(\tau s + 1)}$$

Este modelo apresenta como resposta a um degrau unitário a seguinte saída:

$$y(t) = K \left[ t - \theta - \tau \left( 1 - e^{-\frac{t-\theta}{\tau}} \right) \right]$$

Portanto, seja através de uma modelagem ou através de uma identificação, pode-se obter a dinâmica do processo que é fundamental para o projeto e ajuste de um sistema de controle como será visto nos próximos capítulos.

### 1.3 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[Corripio, 1990], “Tuning of Industrial Control Systems”, Editora ISA – Instrument Society of America.

[Seborg e Mellichamp, 1989], “Process Dynamics and Control”, Ed. Wiley.

[Skogestad, 2000], “Plantwide control: The search for the self-optimizing control structure”, Journal of Process Control, V. 10, pp. 487-507.

[Skogestad e Postlethwaite, 2005], “Multivariable Feedback Control: Analysis and Design”, John Wiley&Sons Chichester, UK.

[Ziegler e Nichols, 1942], “Optimum Settings for Automatic Controllers”, Transactions ASME, V. 64, pp. 759-768.