

CAPÍTULO 1

# **MALHAS DE CONTROLE**

A necessidade de controle em processos

Exemplos

Controle manual e automático

Elementos da malha de controle



## 1.1 INTRODUÇÃO

Um processo químico é um conjunto de operações ordenadas em que se procede a transformação de matérias-primas em produtos através de mudanças químicas, físicas, mecânicas ou térmicas (Figura 1.1).



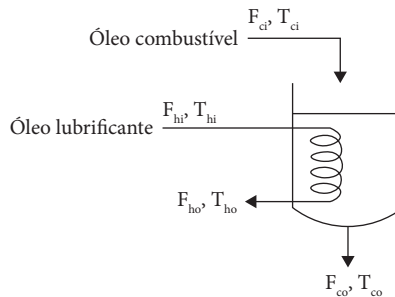
**Figura 1.1** Representação de um processo químico.

Entre as operações que envolvem transformações físicas nos processos químicos, podem-se citar:

- Transporte de reagentes e produtos: através de tubulações, utilizando-se bombas, compressores ou sopradores;
- Aquecimento/resfriamento de líquidos e gases: através do uso de trocadores de calor;
- Operações de separação: envolvendo filtros, secadores, evaporadores, extratores, colunas de destilação etc.

As transformações ou conversões químicas envolvem reações químicas e/ou bioquímicas que transformam uma substância em outra através do uso de reatores, os quais são, geralmente, o “coração” do processo químico.

Todos os processos químicos contínuos são projetados considerando-se um estado estacionário, que é definido por um conjunto de hipóteses sobre algumas variáveis do processo e atende a um outro conjunto de especificações sobre outras variáveis de processo. Por exemplo, consideremos um tanque de aquecimento de um líquido (óleo combustível) no qual um líquido frio dentro dele é aquecido por um outro fluido quente que está disponível no processo (óleo lubrificante). A Figura 1.2 representa esquematicamente esse processo.



**Figura 1.2** Representação do tanque de aquecimento.

$F_{hi}$  e  $F_{ho}$  são, respectivamente, as vazões mássicas de entrada e saída do fluido quente;  $T_{hi}$  e  $T_{ho}$  são, respectivamente, as temperaturas de entrada e saída do fluido quente;  $F_{ci}$ ,  $F_{co}$ ,  $T_{ci}$  e  $T_{co}$  são as mesmas propriedades do fluido frio. No projeto desse aquecedor, o cenário pode ser o seguinte: conhecem-se a vazão e temperatura do fluido que deve ser aquecido ( $F_{ci}$  e  $T_{ci}$ ) e a temperatura do fluido quente disponível ( $T_{hi}$ ), e queremos calcular as dimensões do aquecedor (área de troca de calor  $A$ ) e a vazão do fluido quente necessária ( $F_{hi}$ ) para que o fluido que está sendo aquecido saia a uma determinada temperatura. É claro que, como consequência desse cálculo, teremos também as vazões de saída dos dois fluidos e a temperatura de saída do fluido de aquecimento. Para fazer esse cálculo, podemos considerar simplificativamente as seguintes equações:

### Balanço de energia global (desprezando as energias cinética e potencial e perdas de calor para o ambiente)

$$F_{ci} C_{pc} T_{ci} - F_{co} C_{pc} T_{co} + F_{hi} C_{ph} T_{hi} - F_{ho} C_{ph} T_{ho} = 0 \quad (1.1)$$

em que  $C_{pc}$  e  $C_{ph}$  são os calores específicos dos fluidos frio e quente, respectivamente.

### Balanço de energia no fluido frio (admitindo que o fluido frio tem temperatura uniforme dentro do vaso)

$$F_{ci} C_{pc} T_{ci} - F_{co} C_{pc} T_{co} + UA \left[ \left( \frac{T_{hi} + T_{ho}}{2} \right) - T_{co} \right] = 0 \quad (1.2)$$

em que  $U$  é o coeficiente global de transferência de calor e  $A$  é a área de troca de calor da serpentina.

**Balço de massa do lado do fluido frio**

$$F_{ci} - F_{co} = 0 \quad (1.3)$$

**Balço de massa do lado do fluido quente**

$$F_{hi} - F_{ho} = 0 \quad (1.4)$$

Especificação da diferença mínima entre as temperaturas dos fluidos quente e frio na saída da serpentina:

$$T_{ho} - T_{co} = \Delta T_{\min} \quad (1.5)$$

Como o coeficiente  $U$  pode ser calculado desde que as propriedades dos fluidos sejam conhecidas, a solução das equações de 1.1 a 1.5 resulta na área de troca  $A$  e na vazão de fluido quente necessárias para o serviço.

Por exemplo, consideremos que em uma refinaria temos um tanque de aquecimento de óleo combustível que entra a 120 °C e deve sair a 150 °C para poder ser queimado convenientemente nos fornos de petróleo. A vazão de óleo combustível é 32890 kg/h. O calor específico do óleo combustível é  $C_{pc} = 0,63$  kcal/kg.°C. Para aquecer esse combustível podemos usar uma corrente de óleo lubrificante que está disponível à temperatura de 230 °C. O calor específico do óleo lubrificante é  $C_{ph} = 0,58$  kcal/kg.°C. Para o projeto do aquecedor, vamos considerar que o coeficiente de troca de calor global é  $U = 140$  kcal/h.m<sup>2</sup>.°C e a temperatura de saída do óleo lubrificante seja 10 °C maior que a temperatura de saída do óleo combustível ( $\Delta T_{\min} = 10$  °C). Portanto, no projeto do tanque de aquecimento, a área de troca de calor pode ser calculada a partir da solução das equações de 1.1 a 1.5:

Da equação 1.3, temos:

$$F_{ci} = F_{co} = F_c \quad (1.6)$$

ou seja:

$$F_c = 32890 \text{ kg/h}$$

Analogamente à equação 1.4, temos:

$$F_{hi} = F_{ho} = F_h \quad (1.7)$$

a ser determinada,  $T_{ci} = 120$  °C,  $T_{co} = 150$  °C e  $T_{hi} = 230$  °C. Além disso, da equação 1.5,  $T_{ho} = 160$  °C.

Daí, da equação 1.1, temos:

$$32890(0,63)(120) - 32890(0,63)(150) + F_h(0,58)(230) - F_h(0,58)(160) = 0$$

$$F_h = 15311 \text{ kg/h}$$

Finalmente, podemos usar a equação 1.2 para determinar a área de troca de calor:

$$32890(0,63)(120) - 32890(0,63)(150) + 140 A \left[ \left( \frac{230 + 160}{2} \right) - 150 \right] = 0$$

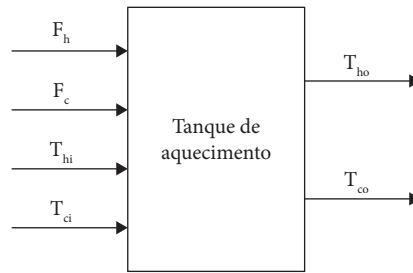
$$A = 98,7 \text{ m}^2$$

Uma vez realizado o projeto do aquecedor, pressupõe-se que a área de troca não vai mais se alterar ao longo da vida do equipamento. Para análise do controle do aquecedor, podemos também admitir que os fluidos quente e frio serão sempre os mesmos e o coeficiente global de troca de calor também se manterá praticamente constante. Assim, se as vazões e temperaturas de entrada dos fluidos se mantiverem constantes nos valores do projeto, as temperaturas de saída se manterão também constantes nos valores correspondentes ao estado estacionário considerado no projeto. Entretanto, na operação diária do aquecedor, algumas variáveis consideradas constantes no projeto poderão se alterar para valores diferentes dos considerados no projeto. Por exemplo, a temperatura de entrada do óleo combustível poderá se alterar se o óleo for alimentado de um tanque diferente. Analogamente, a vazão do óleo combustível poderá se alterar se o aquecedor tiver que alimentar um forno de capacidade maior. As mesmas considerações podem ser feitas para a vazão e temperatura do óleo lubrificante.

Em qualquer processo, as variáveis de processo que se alteram em relação ao estado estacionário de projeto são chamadas distúrbios, ou perturbações, ou entradas. As variáveis de processo que se alteram como consequência dos distúrbios são chamadas de saídas do processo. A Figura 1.3 ilustra esquematicamente as entradas e saídas do aquecedor de óleo.

Uma vez conhecidos os valores de  $F_c$ ,  $T_{ci}$ ,  $F_h$  e  $T_{hi}$ , podemos calcular  $T_{co}$  e  $T_{ho}$  através das equações 1.1 e 1.2 que podem ser escritas da seguinte forma:

$$\begin{aligned} F_{co} C_{pc} T_{co} + F_{ho} C_{ph} T_{ho} &= F_{ci} C_{pc} T_{ci} + F_{hi} C_{ph} T_{hi} \\ -(UA + F_c C_{pc}) T_{co} + \frac{UA}{2} T_{ho} &= -F_c C_{pc} T_{ci} - \frac{UA}{2} T_{hi} \end{aligned} \quad (1.8)$$



**Figura 1.3** Entradas e saídas do aquecedor.

Observe que a condição definida na equação 1.5 não aparece em 1.8, ou seja, essa condição não é necessariamente respeitada se o sistema está sujeito a distúrbios. A Tabela 1.1 mostra os efeitos de variações em cada uma das entradas nas saídas do aquecedor de óleo combustível.

**Tabela 1.1** Estados estacionários do aquecedor de óleo combustível.

Cenário	$F_h$ (kg/h)	$T_{hi}$ (°C)	$F_c$ (kg/h)	$T_{ci}$ (°C)	$T_{ho}$ (°C)	$T_{co}$ (°C)
Projeto	15311	230	32890	120	160	150
1 $\Delta F_h = 500$	15811	230	32890	120	161,52	150,31
2 $\Delta T_{hi} = 2$	15311	232	32890	120	160,72	150,55
3 $\Delta F_c = 3000$	15311	230	35890	120	158,36	148,14
4 $\Delta T_{ci} = 2$	15311	230	32890	122	161,26	151,46

Vemos que o estado estacionário que é atingido pelo sistema depende dos valores dos distúrbios, e a especificação de  $T_{co} = 150$  °C não é respeitada se as condições de projeto não forem mantidas. Portanto, temos que montar uma estratégia para tentar manter  $T_{co}$  no valor desejado se isso for necessário.

Observando a Tabela 1.1, vemos que, se pudermos manipular uma das entradas, poderemos tentar compensar o efeito de uma alteração indesejada nas outras entradas sobre a temperatura de saída do óleo combustível. Por exemplo, se a vazão do fluido quente ( $F_h$ ) puder ser manipulada, poderemos alterar essa entrada para compensar o efeito das outras entradas na temperatura de saída do óleo combustível. A Tabela 1.2 mostra os novos estados estacionários em que  $F_h$  é manipulada para compensar os efeitos dos outros distúrbios na temperatura de saída do óleo.

**Tabela 1.2** Estados estacionários do aquecedor de óleo combustível.

Cenário	$F_h$ (kg/h)	$T_{hi}$ (°C)	$F_c$ (kg/h)	$T_{ci}$ (°C)	$T_{ho}$ (°C)	$T_{co}$ (°C)
Projeto	15311	230	32890	120	160	150
5 $\Delta T_{hi} = 2$	14478	232	32890	120	157,97	150,00
6 $\Delta F_c = 3000$	18931	230	35890	120	168,21	150,00
7 $\Delta T_{ci} = 2$	13166	230	32890	122	154,00	150,00

Portanto, podemos manter a temperatura de saída do fluido frio ( $T_{co}$ ) no estado estacionário desejado alterando a vazão do fluido de aquecimento. Isso significa que podemos controlar a temperatura de saída do óleo combustível que é enviado para o forno de petróleo manipulando a vazão de óleo lubrificante para o aquecedor. Nessa estratégia de controle, a variável controlada é  $T_{co}$  e a variável manipulada é  $F_h$ . Entretanto, as equações 1.8 são válidas apenas para o estado estacionário, e a experiência nos mostra que na operação contínua de processos químicos o tempo é uma variável importante, ou seja, o comportamento das variáveis do processo ao longo do tempo também é importante. Isso porque os distúrbios afetam o processo continuamente ao longo do tempo e temos que manter a variável controlada o mais próximo possível do valor desejado em todos os instantes de tempo.

De nada nos adianta essa estratégia de controle se, ao longo do tempo, a variável controlada se afastar muito do valor desejado, mesmo que no final ela convirja para o estado estacionário desejado. Assim, para ter certeza que uma estratégia de controle vai funcionar adequadamente, temos que analisar o comportamento dela ao longo do tempo. Para tal, temos que utilizar um modelo dinâmico do processo, ou seja, um modelo que inclua o tempo como variável independente.

Baseado no modelo estacionário definido em (1.8), podemos propor o seguinte modelo dinâmico simplificado para o tanque de aquecimento:

$$\begin{aligned} M_c C_{pc} \frac{dT_{co}}{dt} &= F_c C_{pc} T_{ci} - F_c C_{pc} T_{co} + UA \left[ \left( \frac{T_{hi} + T_{ho}}{2} \right) - T_c \right] \\ M_h C_{ph} \frac{dT_{ho}}{dt} &= F_h C_{ph} T_{hi} - F_h C_{ph} T_{ho} - UA \left[ \left( \frac{T_{hi} + T_{ho}}{2} \right) - T_c \right] \end{aligned} \quad (1.9)$$

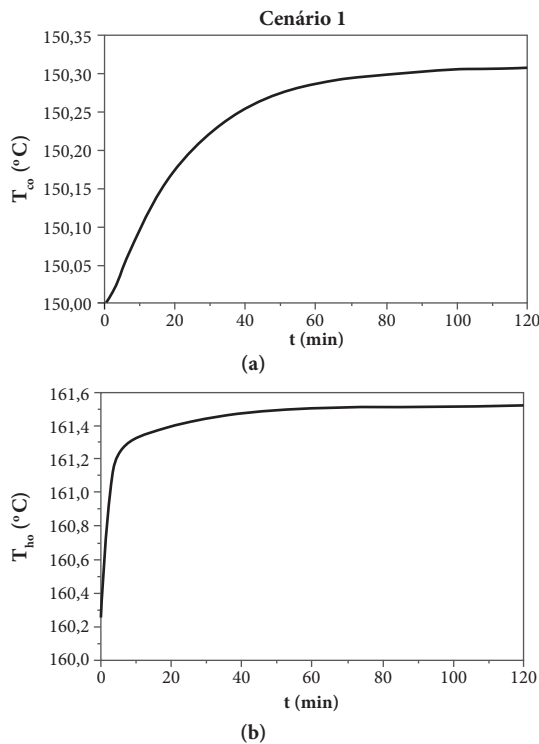
ou

$$\begin{aligned} M_c C_{pc} \frac{dT_{co}}{dt} &= -(F_c C_{pc} + UA) T_{co} + F_c C_{pc} T_{ci} + \frac{UA}{2} T_{hi} + \frac{UA}{2} T_{ho} \\ M_h C_{ph} \frac{dT_{ho}}{dt} &= UA T_c + \left( F_h C_{ph} - \frac{UA}{2} \right) T_{hi} - \left( F_h C_{ph} + \frac{UA}{2} \right) T_{ho} \end{aligned} \quad (1.10)$$

Nesse modelo admite-se que a temperatura do óleo combustível dentro do tanque de aquecimento é uniforme e igual ao valor de saída ( $T_{co}$ ) e o acúmulo de calor dentro da serpentina possa ser definida em termos da derivada da temperatura de saída do óleo lubrificante ( $T_{ho}$ ).  $M_c$  e  $M_h$  são as massas dos fluidos frio e quente retidos no tambor e serpentina, respectivamente. Para o caso do aquecedor de óleo combustível, adotamos os seguintes valores:  $M_c = 16445$  kg (tempo de residência de 30 min) e  $M_h = 765$  kg (tempo de residência de 3 min).



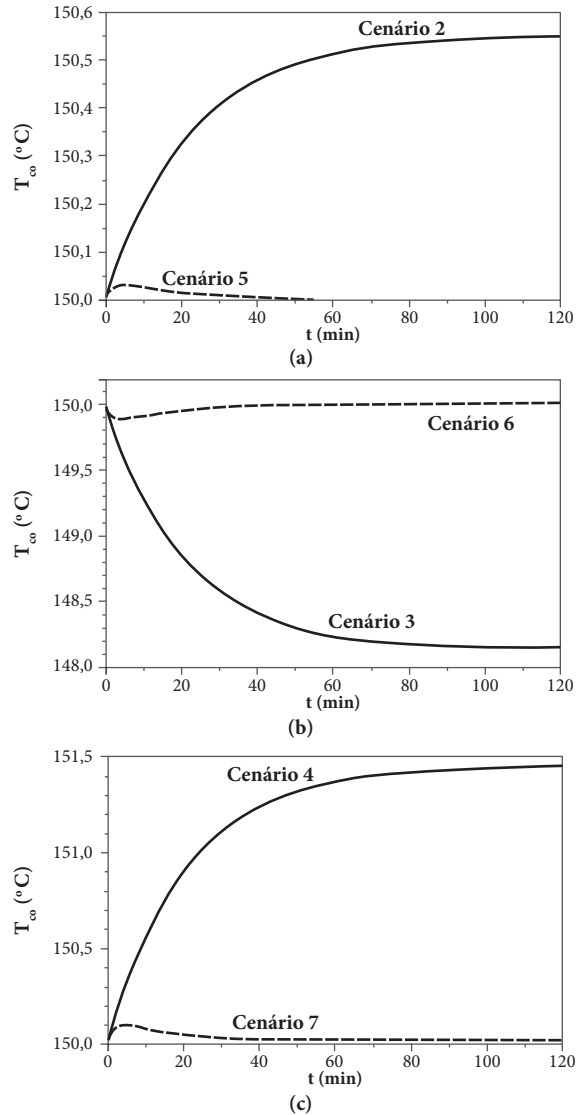
Resolvendo as equações definidas em (1.9), podemos simular o comportamento dinâmico das saídas do aquecedor de óleo combustível para cada um dos cenários mostrados na Tabela 1.1. Em todos os casos, assume-se que o sistema parte do estado estacionário correspondente às condições de projeto. Na Figura 1.4 vemos as respostas do aquecedor quando a vazão do fluido quente  $F_h$  é alterada conforme mostrado na Tabela 1.1 (cenário 1). Vemos que existem diferenças entre as velocidades das respostas das duas saídas. A temperatura de saída do fluido quente ( $T_{ho}$ ) se aproxima do novo estado estacionário mais rapidamente que a temperatura de saída do fluido frio ( $T_{co}$ ) que demora cerca de duas horas para atingir o novo estado estacionário.



**Figura 1.4** Respostas do aquecedor para distúrbio em  $F_h$  (cenário 1). (a) Temperatura de saída do fluido frio; (b) temperatura de saída do fluido quente.

Na Figura 1.5, são comparadas as respostas de  $T_{co}$  para variações em  $T_{hi}$  (cenário 2),  $F_c$  (cenário 3) e  $T_{ci}$  (cenário 4) com as mesmas variações e as compensações na vazão do fluido quente  $F_h$ , conforme definido na Tabela 1.2. Vemos que essa estratégia é eficiente para recuperar o valor  $T_{co}$  do estado estacionário desejado em todos os casos. Assim, podemos considerar uma estratégia de controle da temperatura de saída do óleo combustível em que os efeitos de

variações na temperatura de entrada e vazão do óleo combustível, bem como na temperatura de entrada do fluido de aquecimento (óleo lubrificante), são compensados pela variação da vazão do fluido de aquecimento.



**Figura 1.5** Respostas do aquecedor para distúrbio. (a) em  $T_{hi}$  (cenário 2); (b)  $F_c$  (cenário 3); (c)  $T_{ci}$  (cenário 4). Sem manipulação (linhas contínuas) e com manipulação (linhas tracejadas) de  $F_h$  (cenários 5, 6 e 7).

### Observação

Em princípio, poderíamos escolher qualquer uma das entradas do aquecedor para ser a variável manipulada da malha de controle da temperatura do óleo combustível. Essa decisão tem que ser tomada na fase de projeto do sistema de aquecimento do óleo. No caso do aquecedor de óleo, manipular a temperatura de entrada do óleo  $T_{ci}$  não faz sentido porque a função do aquecedor é justamente essa. Esta manipulação da temperatura do fluido quente poderia ser analisada, mas nos parece uma alternativa complexa, pois teríamos que incluir no sistema um outro aquecedor ou resfriador. A manipulação da vazão do óleo que está sendo aquecido também pode ser questionada, pois a vazão do óleo é definida pela carga térmica requerida pelo forno de petróleo. Assim, a manipulação da vazão do fluido quente parece ser a melhor alternativa para essa malha de controle.

### Outro exemplo: reator isotérmico

Consideremos o reator tanque bem agitado, esquematizado na Figura 1.6. O componente A é introduzido no reator em uma corrente que tem vazão  $F_A$  (mol/h), em que a concentração de A é  $c_{Ai}$  (mol/L). O componente B é introduzido no reator em uma corrente com vazão  $F_B$  (mol/h) e concentração  $c_{Bi}$  (mol/L).

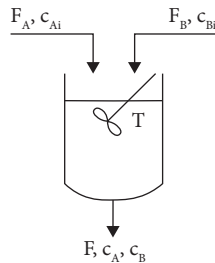
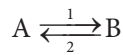


Figura 1.6 Esquema do reator tanque isotérmico.

Nesse reator ocorre a reação:



em que as taxas de reação são as seguintes:

$$r_1 = k_1 c_A \text{ (mol/h.L)} \quad k_1 = 3 \times 10^6 e^{-5000/T} \text{ min}^{-1}$$

$$r_2 = k_2 c_B \text{ (mol/h.L)} \quad k_2 = 6 \times 10^6 e^{-5500/T} \text{ min}^{-1}$$

No estado estacionário para o qual o reator é projetado, temos as seguintes vazões de entrada:  $F_A = 150$  L/h e  $F_B = 200$  L/h, com as seguintes concentrações:

$c_{Ai} = 0,3 \text{ mol/L}$  e  $c_{Bi} = 0,1 \text{ mol/L}$ . O reator deve operar à temperatura  $T = 367 \text{ K}$  e o volume deve ser tal que na saída do reator tenhamos  $c_A \leq 0,1 \text{ mol/L}$ .

Admitindo que todas as correntes têm a mesma densidade, as equações que definem o estado estacionário do reator são as seguintes:

### Balanço de massa total

$$F = F_A + F_B \quad (1.11)$$

$$F = 150 + 200 = 350 \text{ L/h}$$

### Balanço de massa do componente A

$$F_A c_{Ai} - F c_A - k_1 c_A V + k_2 c_B V = 0 \quad (1.12)$$

$$150(0,3) - 350c_A - 3 \times 10^6 e^{-5000/367} c_A V + 6 \times 10^6 e^{-5500/367} c_B V = 0 \quad (1.13)$$

### Balanço de massa do componente B

$$F_B c_{Bi} - F c_B + k_1 c_A V - k_2 c_B V = 0 \quad (1.14)$$

$$200(0,1) - 350c_B - 3 \times 10^6 e^{-5000/367} c_A V + 6 \times 10^6 e^{-5500/367} c_B V = 0 \quad (1.15)$$

O projeto desse reator consiste basicamente em escolher o volume  $V$  tal que a concentração  $c_A$  fique abaixo de  $0,1 \text{ mol/L}$ . Podemos resolver o problema do projeto do reator iterativamente adotando o valor de  $V$  e resolvendo as equações 1.13 e 1.15 para calcular  $c_A$  e  $c_B$ . A Figura 1.7 mostra a concentração  $c_A$  em função do volume  $V$ .

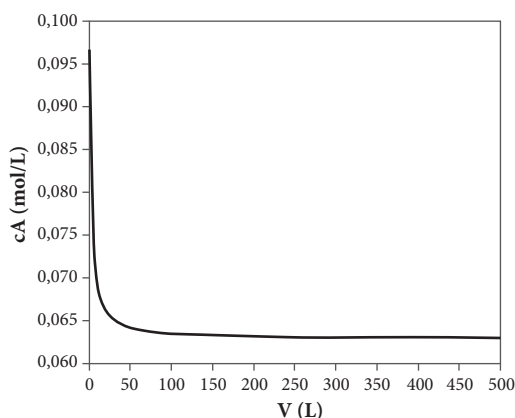


Figura 1.7 Concentração  $c_A$  em função do volume  $V$ .

Por exemplo, se adotarmos  $V = 200$  L, obtemos  $c_A = 0,063242$  mol/L e  $c_B = 0,122473$  mol/L. Portanto, esse volume satisfaz a restrição de máximo em  $c_A$ .

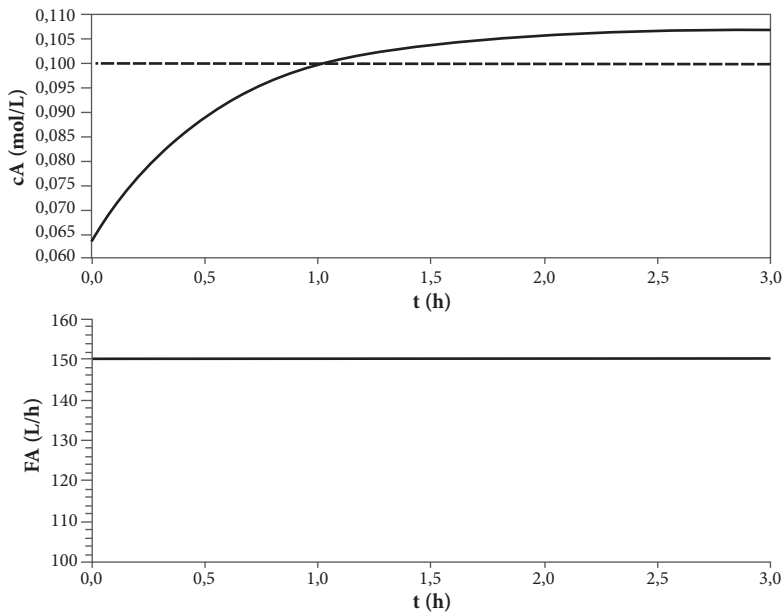
Observemos que nesse reator  $F_A$ ,  $F_B$ ,  $c_{Ai}$  e  $c_{Bi}$  são distúrbios ou entradas que afetam  $c_A$  e podemos implantar uma malha de controle de  $c_A$  que manipula uma das entradas para neutralizar o efeito das outras entradas.

Para estudar essa malha de controle, podemos escrever o seguinte modelo dinâmico:

$$V \frac{dc_A}{dt} = F_A c_{Ai} - F c_A - k_1 c_A V + k_2 c_B V \quad (1.16)$$

$$V \frac{dc_B}{dt} = F_B c_{Bi} - F c_B + k_1 c_A V - k_2 c_B V \quad (1.17)$$

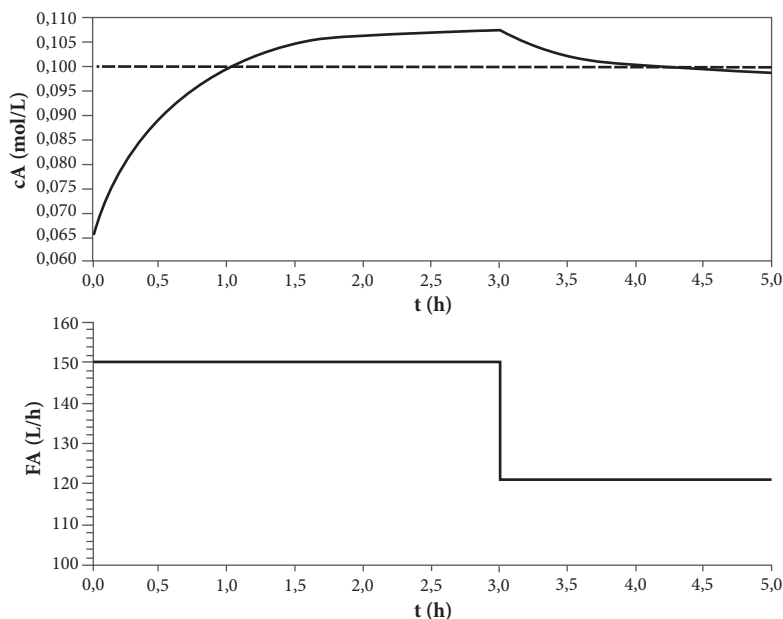
Por exemplo, resolvendo o modelo definido pelas equações 1.16 e 1.17, partindo do estado estacionário para um distúrbio na concentração de entrada de A que passa para  $c_{Ai} = 0,6$  mol/L, obtemos a resposta representada na Figura 1.8, com  $F_A$  mantido em 150 L/h. Observando essa resposta, vemos que  $c_A$  ultrapassa o valor limite de 0,1 mol/L e, portanto, o produto fica fora de especificação.



**Figura 1.8** Resposta do reator para distúrbio em  $c_{Ai}$ .

Podemos agora tentar usar a vazão de entrada  $F_A$  da corrente rica em A para compensar o efeito das outras entradas. A Figura 1.9 mostra o comportamento

de  $c_A$  quando, a partir do instante  $t = 3$  h,  $F_A$  é reduzido para 120 L/h. Vemos que a concentração tende a voltar para valores abaixo do limite e o produto fica novamente dentro da especificação.



**Figura 1.9** Resposta do reator para distúrbio em  $c_{A1}$  e com  $F_A$  reduzido para 120 L/h em  $t = 3$  h.

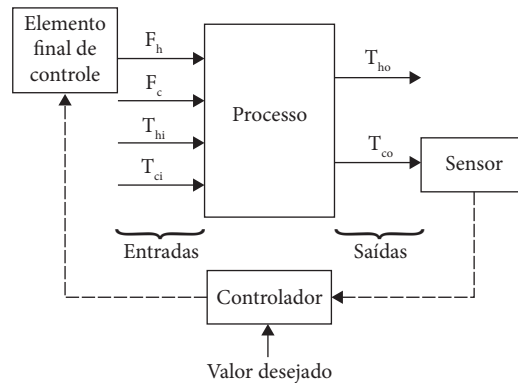
Com esses dois exemplos, vimos que para alcançar os objetivos básicos da operação de um processo químico faz-se necessário monitorar e ser hábil em induzir mudanças em certas variáveis-chaves do processo, que estão relacionadas à segurança, às taxas de produção e à qualidade dos produtos.

## 1.2 ELEMENTOS DA MALHA DE CONTROLE: CONTROLE MANUAL E AUTOMÁTICO

No caso do aquecedor de óleo, uma vez decidido que a temperatura de saída do óleo combustível vai ser controlada através da manipulação da vazão do fluido quente, estabelecemos que o processo terá uma malha de controle para tal fim. Conforme representado na Figura 1.10, além do processo, uma malha de controle convencional tem três elementos básicos:<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Marlin (1995).

- **Sensor:** é o instrumento que mede a variável que queremos controlar. No caso do controle da temperatura do óleo, esse sensor poderia ser um termopar, ou qualquer outro termômetro que possa gerar um sinal proporcional ao valor da temperatura.
- **Elemento final de controle:** é um equipamento capaz de alterar o valor da variável escolhida para ser manipulada. Na grande maioria das malhas de controle implantadas em processos químicos, o elemento final de controle é uma válvula de controle, cujo funcionamento será explicado ao longo deste texto.
- **Controlador:** é um equipamento que contém a lógica ou lei de controle. Esse equipamento pode ser um computador, um circuito analógico ou um circuito pneumático. No caso do aquecedor de óleo combustível, a lógica deve ser tal que a vazão do fluido quente  $F_h$  aumente quando a temperatura de saída do óleo estiver abaixo do valor desejado, e vice-versa quando a temperatura do óleo estiver acima do valor desejado. Eventualmente, o papel do controlador pode ser exercido pelo próprio operador. Nesse caso, dizemos que a malha está em manual.



**Figura 1.10** Representação esquemática da malha de controle do aquecedor de óleo.

### 1.3 ESTRATÉGIA DE CONTROLE

Vimos que as duas tarefas, monitorar certas variáveis do processo e induzir mudanças em variáveis adequadas do processo, são as funções primordiais do sistema de controle.

O engenheiro de controle busca entender como as variáveis de operação se relacionam, como atuar em certas variáveis do processo de forma que as

variáveis controladas mantenham-se nos níveis desejados. O desenvolvimento de uma estratégia de controle consiste em formular ou identificar o seguinte:<sup>2</sup>

### Quanto às variáveis

#### 1. Variáveis de entrada:

- Variáveis manipuladas (ou ajustáveis): se seus valores podem ser ajustados livremente pelo operador ou por um sistema de controle.
- Distúrbios (ou carga): se seus valores não são resultantes de ajuste pelo operador ou por um sistema de controle.

#### 2. Variáveis de saída:

- Variáveis de saída medidas: se seus valores são conhecidos pela medição direta das mesmas.
- Variáveis de saída não medidas: se seus valores não são ou não podem ser medidos diretamente.

#### 3. Restrições

- Rígidas: não podem ser violadas em hipótese nenhuma.
- Suaves: eventualmente podem ser violadas com pequenas ultrapassagens.

### Quanto à estrutura de controle

#### 4. Os controladores podem ser por realimentação (*feedback*) ou antecipatório (*feedforward*).

Uma estrutura de controle é a estrutura de informação utilizada para conectar as medidas disponíveis às variáveis manipuladas disponíveis. Dependendo do número de saídas controladas e de entradas manipuladas, podemos distinguir a estrutura de controle como sistema de controle entrada simples-saída simples (SISO, *single input-single output*) ou entrada múltipla-saída múltipla (MIMO, *multiple input-multiple output*).

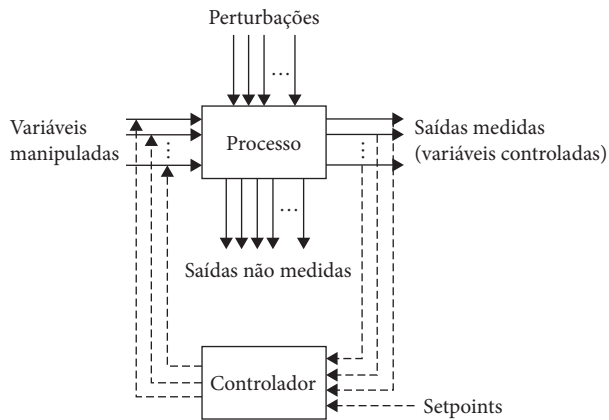
<sup>2</sup> Stephanopoulos (1984).



## 1.4 ESTRUTURA DE CONTROLE

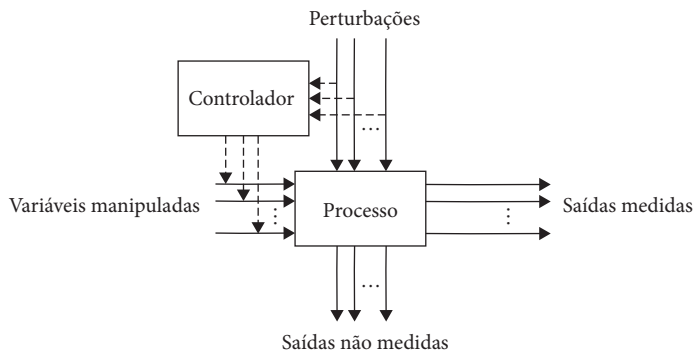
As estruturas gerais de controle mais comuns são:

- **Estrutura de controle *feedback*:** usa medidas diretas das variáveis controladas (medidas primárias) para ajustar os valores das variáveis manipuladas. O objetivo é manter as variáveis controladas em seus valores desejados (*setpoints*). Essa estrutura está mostrada na Figura 1.11.



**Figura 1.11** Estrutura geral de controle *feedback*.

- **Estrutura de controle *feedforward*:** usa medidas diretas das perturbações para ajustar os valores das variáveis manipuladas. O objetivo aqui é manter os valores das variáveis de saída controladas nos níveis desejados. Essa estrutura está mostrada na Figura 1.12.

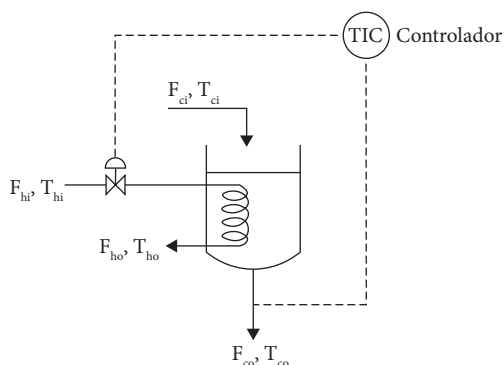


**Figura 1.12** Estrutura de controle *feedforward*.

## 1.5 PROJETO DE CONTROLE

Em qualquer estrutura de controle, o controlador é o elemento ativo que recebe as informações das medidas e implementa as ações de controle apropriadas para ajustar os valores das variáveis manipuladas. O controlador compara o valor da saída com o valor desejado, determina o desvio e produz um sinal de controle que reduzirá o desvio a zero ou a um valor pequeno. A maneira pela qual o controlador produz o sinal de controle é chamada lei de controle.

Retomando o exemplo do tanque de aquecimento de óleo combustível (fluido frio) utilizando óleo lubrificante (fluido quente) e considerando que se deseja controlar a temperatura de saída do óleo combustível,  $T_{co}$ , frente a distúrbios na temperatura de entrada do óleo lubrificante,  $T_{hi}$ , pode-se manipular a vazão de óleo lubrificante,  $F_h$ , para tal desejo.



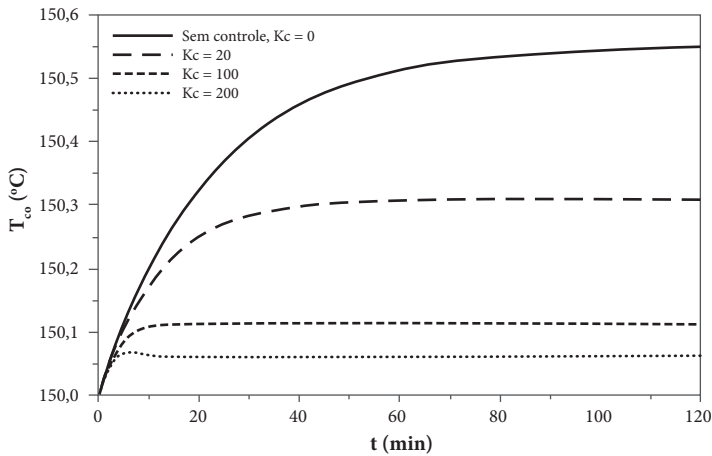
**Figura 1.13** Estrutura de controle do tanque de aquecimento.

O controlador utilizará os valores conhecidos de  $T_{co}$  e  $T_{c,sp}$  (valor desejado para a temperatura  $T_{co}$ ) para ajustar a vazão de óleo lubrificante de acordo com uma fórmula predeterminada. A diferença entre  $T_{c,sp} - T_{co}$  é chamada de erro. É claro que, quanto maior for esse erro, menos satisfatória será a situação, e vice-versa. De fato, o ideal é quando o erro for zero. Com base nessas considerações, é natural sugerir que o controlador deva alterar a vazão de óleo lubrificante por uma quantidade proporcional ao erro. Assim, uma fórmula plausível para o controlador obedecer é

$$F_h = F_{hs} + K_c (T_{c,sp} - T_{co}) \quad (1.18)$$

em que  $K_c$  é uma constante (positiva) de proporcionalidade e  $F_{hs}$  é a vazão de óleo no estado estacionário inicial. Isso é chamado de controle proporcional.

Na Figura 1.14 é mostrada a resposta da temperatura do óleo combustível a uma perturbação degrau de 2 °C na temperatura do óleo lubrificante para três valores do ganho proporcional  $K_c$ . Pode-se ver que a temperatura do óleo combustível não tende ao valor desejado, que é o seu valor no estado estacionário de 150 °C. A diferença é chamada de desvio permanente (*offset*). O desvio permanente decresce à medida que  $K_c$  aumenta. Por enquanto, diremos apenas que o fato de o controlador proporcional ser ou não satisfatório depende de quanto desvio permanente pode ser tolerado, da rapidez da resposta do sistema e do valor do ganho que pode ser provido pelo controlador sem acarretar a instabilidade do sistema.



**Figura 1.14** Resposta ao degrau para uma variação na carga (controle proporcional).

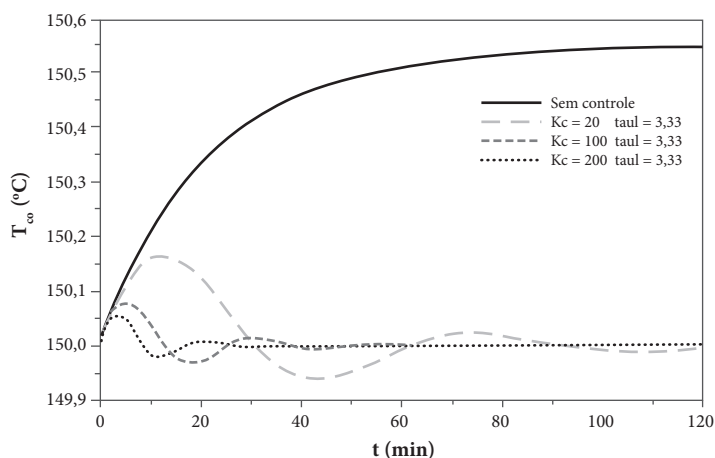
O sistema de controle proporcional pode ser melhorado sensivelmente pela adição do controle integral. Nesse caso, o controlador é instruído a acrescentar à correção da vazão de óleo lubrificante uma parcela proporcional à integração, relativa ao tempo, do erro. Em termos quantitativos, a função vazão de fluido quente segue a relação:

$$F_h(t) = F_{hs} + K_c (T_{c,sp} - T_{co}) + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t (T_{c,sp} - T_{co}) dt \quad (1.19)$$

Este sistema de controle tem dois parâmetros ajustáveis:  $K_c$  e  $\tau_I$ .

A Figura 1.15 mostra a resposta do óleo combustível a uma perturbação degrau de 2 °C na temperatura do óleo lubrificante para os mesmos três valores do ganho proporcional  $K_c$  e a constante de tempo integral  $\tau_I$  igual a 3,33. Pode-se ver que a temperatura do óleo combustível tende ao valor desejado de 150 °C.

Portanto, o controlador proporcional integral elimina o desvio permanente. Esta é uma característica da ação integral.



**Figura 1.15** Resposta ao degrau para uma variação na carga (controle proporcional integral).

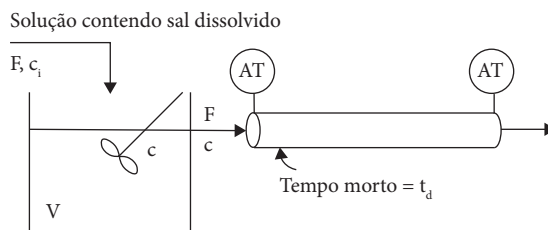
## 1.6 CONCLUSÃO

As condições consideradas no projeto de um processo raramente são mantidas ao longo da operação normal do processo, no qual os distúrbios assumem valores diferentes daqueles adotados na fase de projeto. Com isso, torna-se necessária a inclusão de malhas de controle que têm como função manter as especificações das saídas do processo nos valores desejados adotados no projeto do processo. Essas malhas de controle normalmente operam em uma estratégia em retroalimentação ou *feedback*, em que, para cada especificação das saídas, há um controlador que manipula uma das entradas do processo considerando a diferença entre o valor desejado da variável controlada e o valor medido dessa variável. Para possibilitar a implantação dessas malhas de controle, temos que incluir sensores para medir as variáveis controladas e os elementos finais como válvulas de controle para manipular as entradas que serão utilizadas para compensar os distúrbios.

# EXERCÍCIOS

## EXERCÍCIOS RESOLVIDOS

**1.1** Considere o processo de mistura mostrado na Figura 1.16 e suponha que se deseja medir a concentração na saída do tanque. Para tal, um elemento de medida é posicionado imediatamente após o tanque e um outro é posicionado a 10 m em relação ao primeiro.



**Figura 1.16** Tanque de mistura.

Dados: Volume do tanque:  $V = 2,7 \text{ m}^3$ .

Vazão volumétrica:  $F = 400 \text{ L/min}$ .

Concentração de alimentação:  $c_i$  no estado estacionário  $c_{is} = 19 \text{ g/L}$ .

Massa específica média da mistura:  $\rho = 1,1213 \text{ g/cm}^3$ .

A solução leva 1 min do instante em que deixa o tanque até alcançar o elemento de medida posicionado a 10 m do tanque. Esse tempo é conhecido como tempo morto. Para fins de controle, qual dos dois elementos de medida é mais recomendado para controlar a concentração de sal no tanque, supondo que a concentração de alimentação  $c_i$  possa ser ajustada livremente? Considere uma variação degrau na concentração de alimentação de 19 para 20 g/L.

## Solução

### Balanço de sal no regime dinâmico

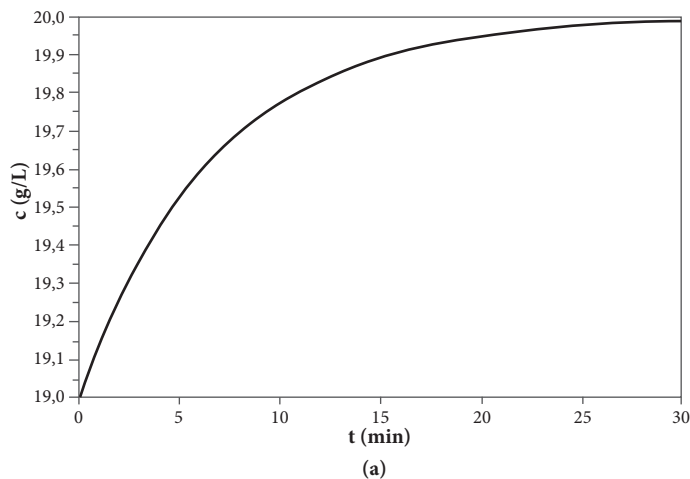
$$\frac{d(Vc)}{dt} = Fc_i - Fc$$

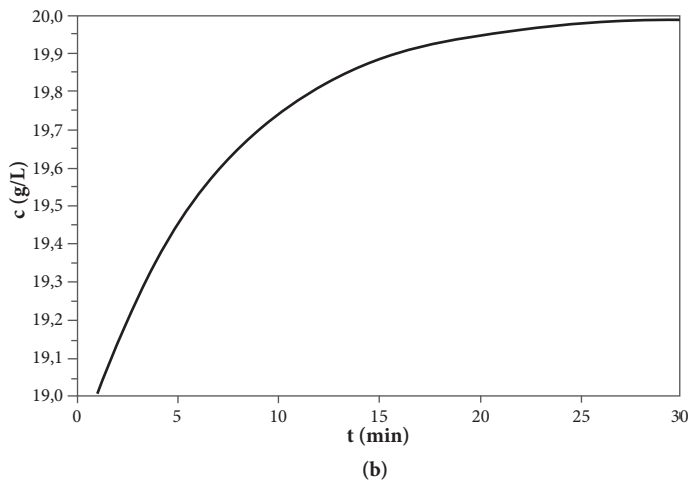
Para volume de tanque constante,

$$\begin{aligned} V \frac{dc}{dt} &= Fc_i - Fc \\ \frac{dc}{dt} &= \frac{F}{V} c_i - \frac{F}{V} c \end{aligned} \quad (1)$$

Para visualizarmos como a concentração de alimentação  $c_i$  afeta a concentração de sal no tanque, vamos considerar que a concentração  $c_i$  varie de 19 para 20 g/L. Assim, temos  $c(0) = 19$  g/L e  $c_i = 20$ . A solução da equação 1 pode ser visualizada na Figura 11.7

O primeiro elemento de medida já acusa que a concentração de sal no tanque começa a variar, enquanto que o segundo só vai acusar a partir de 1 min. Assim, qualquer ação de controle em tentar corrigir  $c$  usando  $c_i$  é mais rápida usando o primeiro medidor do que o segundo.

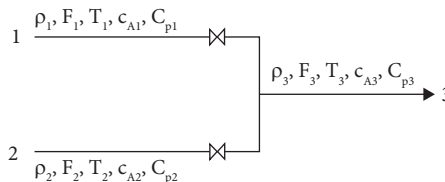




**Figura 1.17** Resposta ao degrau para uma variação de 1 g/L na concentração de alimentação. (a) Leitura do primeiro elemento de medida; (b) leitura do segundo elemento de medida.

## EXERCÍCIOS PROPOSTOS

**1.2** Considere um sistema de mistura em linha como mostra a Figura 1.18, em que duas correntes líquidas (1 e 2) são misturadas e pretende-se que a corrente 3 tenha uma determinada propriedade controlada.



**Figura 1.18** Sistema de mistura em linha.

$c_A$	concentração de produto A, g/L
$C_p$	calor específico, cal/g°C
$F$	vazão, L/min
$T$	temperatura, °C
$\rho$	densidade, g/L

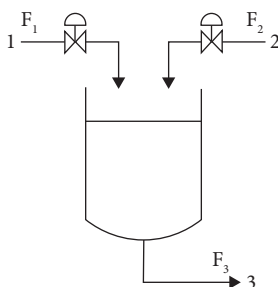
Quais equações de balanços seriam usadas para se analisar os seguintes casos:

- Pretende-se controlar  $T_3$ ;
- Pretende-se controlar  $c_{A3}$ ;
- Pretende-se controlar  $F_3$ ?

Para cada um dos casos acima, quais seriam os possíveis distúrbios e qual é a variável manipulada?

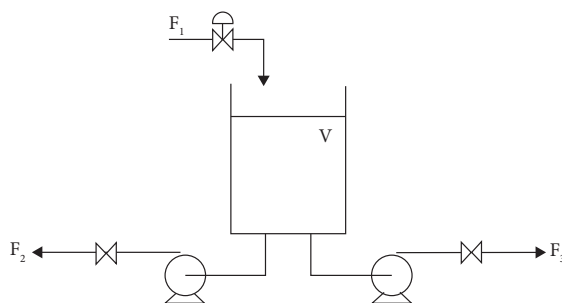
Considerando que o ponto de medida da propriedade controlada em 3 seja distante das válvulas colocadas nas correntes 1 e 2, qual a dinâmica esperada para esse sistema?

**1.3** Repita o exercício anterior, considerando que a mistura é feita em um tanque bem agitado (Figura 1.19) e a propriedade controlada é medida na saída do tanque.



**Figura 1.19** Tanque com agitação.

**1.4** Um vaso de armazenamento de líquido como mostra a Figura 1.20 pode ser representado pelo seguinte esquema:



**Figura 1.20** Vaso de armazenamento.

$F_1, F_2, F_3$  vazões, L/min  
 $V$  volume, L

a) Se o objetivo for o controle do volume  $V$ , qual equação de balanço deve ser considerada? Quais variáveis podem ser manipuladas? Escolhida uma manipulada, quais os distúrbios?

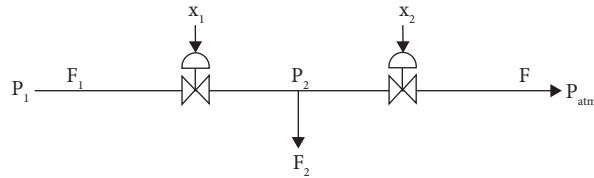
b) Repita a análise para o caso em que  $F_3 \ll F_2$ .

c) Como ficaria a malha de controle de  $V$  se  $F_2$  e  $F_3$  também forem controladas?



d) Suponha que  $F_3$  não seja produzida por uma bomba e seja proporcional a  $V$ . Como ficaria o item a)?

**1.5** Em uma planta industrial, encontramos as seguintes malhas de controle nas quais um líquido escoar de uma pressão  $P_1$  para a atmosfera. Intermediariamente, uma parte desse líquido é direcionada para um outro processo. A Figura 1.21 esquematiza o sistema de escoamento.



**Figura 1.21** Sistema de escoamento líquido.

Considerando que o escoamento pelas válvulas é definido por:

$$F_1 = x_1 k_1 \sqrt{P_1 - P_2}$$

$$F = x_2 k_2 \sqrt{P_2 - P_{atm}}$$

em que:

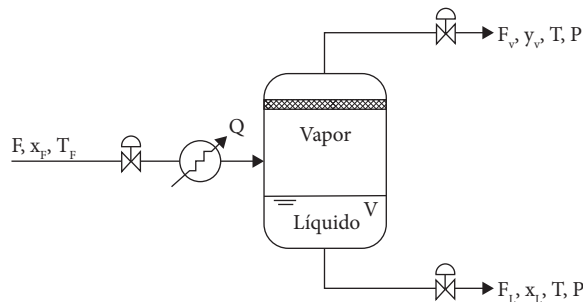
$x_1$  e  $x_2$  abertura das válvulas

$k_1$  e  $k_2$  constantes

a) Analise a viabilidade de se controlar  $F$  e  $P_2$ .

b) Quais são as manipuladas e os distúrbios para cada uma das válvulas?

**1.6** Em um tambor de *flash* de uma mistura binária (Figura 1.22), temos o esquema a seguir:



**Figura 1.22** Tambor de *flash*.

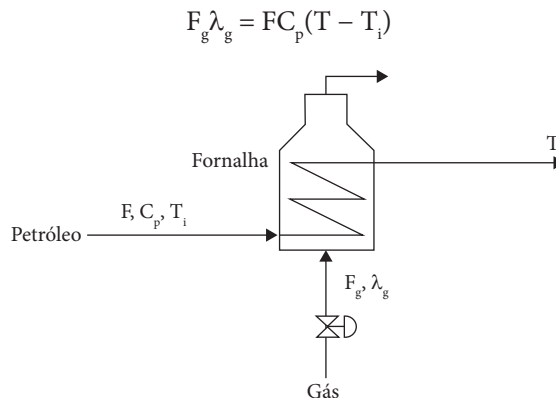
$$y_V = y_V(P, T)$$

$$x_L = x_L(P, T)$$

- a) Faça uma análise do modelo desse sistema para verificar quantas malhas de controle podem ser implantadas nele.  
 b) Proponha um conjunto de malhas para controlar:

- $F, y_V, x_L$  e  $V$
- $F_L, x_L$  e  $V$
- $y_V, P, V$  e  $T$

1.7 Em um forno de aquecimento de petróleo esquematizado na Figura 1.23, o balanço de energia no estado estacionário pode ser colocado na forma



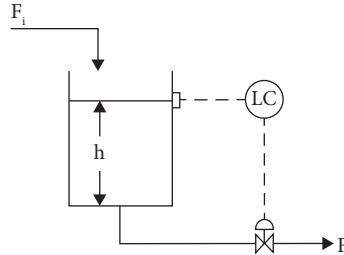
**Figura 1.23** Forno de aquecimento.

Em que:

$C_p$	Calor específico, kcal/kg.°C
$F$	Vazão de petróleo, kg/h
$F_g$	Vazão de gás, kg/h
$T$	Temperatura do petróleo na saída, °C
$T_i$	Temperatura do petróleo na entrada, °C
$\lambda_g$	Calor de combustão do gás, kcal/kg

Usando essa informação, derive uma lei de controle que, dadas as medidas de  $F_g$ ,  $T$  e  $T_i$ , e conhecendo-se o valor desejado  $T_{\text{setpoint}}$ , ajuste o valor de  $F_g$ . Enumere os possíveis problemas dessa lei de controle.

**1.8** Um tanque (Figura 1.24) com seção transversal de  $1,5 \text{ m}^2$  armazena líquido que, no estado estacionário, tem vazão de entrada e saída igual a  $0,05 \text{ m}^3/\text{h}$  para um nível de líquido igual a  $3 \text{ m}$ .



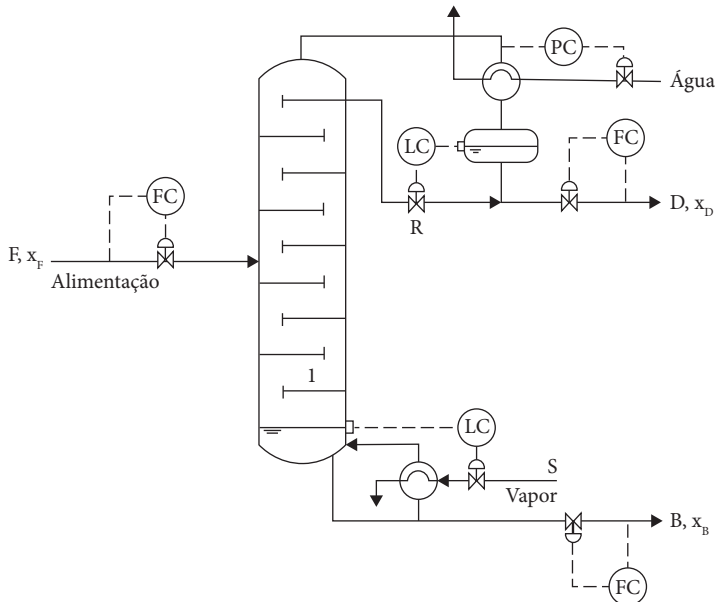
**Figura 1.24** Tanque de armazenamento.

Com um controlador proporcional que é representado pela seguinte equação:

$$F = F_s + K_c(h - h_s)$$

com  $K_c = 0,05$ , derive a resposta do sistema quando ocorre uma variação brusca em  $F_i$  de  $0,05$  para  $0,075 \text{ m}^3/\text{h}$ . Apresente um gráfico com a resposta de  $h$ . Para qual valor o nível tende no novo estado estacionário?

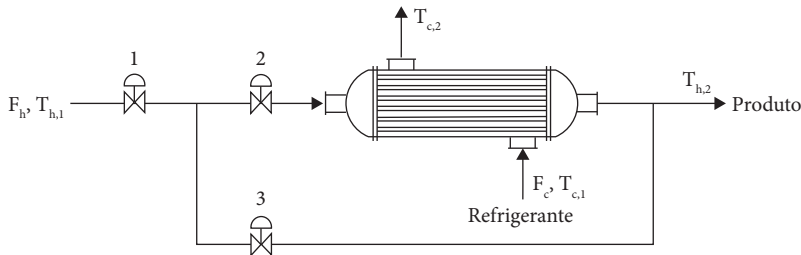
**1.9** Uma coluna de destilação tem a seguinte estrutura de controle:



**Figura 1.25** Coluna de destilação.

Para cada uma das malhas de controle, analise as variáveis controladas e manipuladas. Discuta a funcionalidade de cada malha individualmente. Analise o comportamento global desse conjunto de malhas. Explique por que o sistema de controle não vai funcionar.

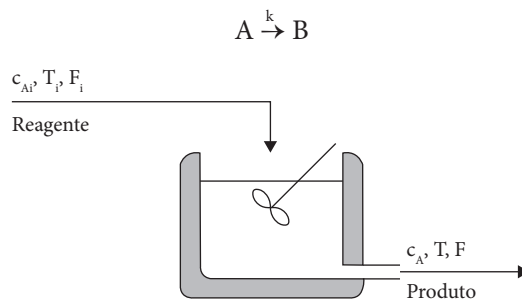
**1.10** Em um resfriador de um produto líquido (Figura 1.26), temos o seguinte esquema de controle:



**Figura 1.26** Resfriador.

Pretende-se controlar a temperatura de saída do produto  $T_{h,2}$  e a vazão total de produto  $F_h$ . A vazão do refrigerante é mantida no valor máximo e não pode ser manipulada. Mostre esquematicamente as duas malhas de controle indicando quais válvulas serão usadas. Enumere os distúrbios de cada malha.

**1.11** Num reator CSTR adiabático (Figura 1.27) ocorre uma reação irreversível de primeira ordem.



**Figura 1.27** Reator CSTR.

Determine a temperatura e a concentração do efluente (ponto de operação) para os seguintes dados:

$$c_{Ai} = 0,5 \text{ moles/ft}^3$$

$$C_p = 1,0 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} = 1,8 \text{ Btu/lb K}$$

$$E = 1,85 \times 10^4 \text{ cal/gmol}$$

$$F = 100 \text{ ft}^3/\text{h}$$

$$k_0 = 10^9 \text{ min}^{-1}$$

$$R = 1,987 \text{ cal/mol K}$$

$$T_i = 100 \text{ }^\circ\text{F} = 311 \text{ K}$$

$$V = 30 \text{ ft}^3$$

$$\Delta H_r = -3,8 \times 10^4 \text{ Btu/lbmol}$$

$$\rho = 62,4 \text{ lb/ft}^3$$

Quais são os possíveis pontos de operação desse reator? Todos eles são estáveis?

