

# CONTROLE DE PROCESSOS INDUSTRIAIS

Estratégias modernas

CLAUDIO GARCIA

VOLUME 2

**Blucher**

# CONTROLE DE PROCESSOS INDUSTRIAIS

VOLUME 2

**Blucher**

Claudio Garcia

# CONTROLE DE PROCESSOS INDUSTRIAIS

VOLUME 2 – ESTRATÉGIAS MODERNAS

*Controle de processos industriais – volume 2: estratégias modernas*

© 2019 Claudio Garcia

Editora Edgard Blücher Ltda.

---

# Blucher

---

Rua Pedroso Alvarenga, 1245, 4° andar  
04531-934 – São Paulo – SP – Brasil  
Tel.: 55 11 3078-5366  
**contato@blucher.com.br**  
**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.

---

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)  
Angélica Ilacqua CRB-8/7057

---

Garcia, Claudio  
Controle de processos industriais : volume 2 :  
estratégias modernas / Claudio Garcia. — São Paulo :  
Blucher, 2019.  
418 p. : PDF : il.

Bibliografia  
ISBN 978-85-212-1418-2 (e-book)  
ISBN 978-85-212-1417-5 (e-book)

1. Automação industrial 2. Processos de fabricação 3.  
Controle de processo I. Título.

---

18-2293

CDD 681.7

---

Índice para catálogo sistemático:  
1. Automação industrial : controle de processo

Ao meu amado neto Lucas, por ser uma estrela brilhante,  
uma fonte de alegria, um presente de Deus.



# APRESENTAÇÃO

A Parte I deste livro abrange as estratégias empregadas no controle de processos. Ela é composta pelo Capítulo 10, que apresenta uma classificação dessas técnicas.

A Parte II deste livro aborda as estratégias clássicas de controle tradicionalmente aplicadas a processos industriais. Ela contém quatro capítulos: o Capítulo 11 estuda as técnicas de controle de razão ou relação; o Capítulo 12, as técnicas de controle em cascata; e no Capítulo 13 enfatizam-se diversas técnicas de controle por pré-alimentação, concluindo, assim, as técnicas classificadas na categoria I do Quadro 10.1. O Capítulo 14 trata da importante classe de processos industriais do tipo batelada e dos tipos de controle empregados, citando, além do controle regulatório, as técnicas de controle discreto: intertravamento e sequenciamento.

A Parte III do livro aborda as técnicas clássicas de controle avançado, citadas na categoria II do Quadro 10.1. Essa parte contém quatro capítulos: o Capítulo 15 lista conceitos básicos acerca da mais simples das técnicas de controle PID adaptativo, intitulada *gain scheduling* (escalonamento de ganho), e do PID autoajustável. No Capítulo 16, fala-se da compensação de tempo morto em processos, com ênfase para o preditor de Smith. No Capítulo 17, citam-se as técnicas de controle seletivo como *auctioneering*, *split range*, *override* etc., e no Capítulo 18 aborda-se o controle multivariável por desacoplamento.

Finalmente, o Apêndice B – Conceitos básicos sobre controle preditivo multivariável apresenta textos complementares aos capítulos e discute conceitos básicos sobre controle preditivo multivariável.



# CONTEÚDO

## **PARTE I – ESTRATÉGIAS EMPREGADAS NO CONTROLE DE PROCESSOS... 15**

### **CAPÍTULO 10 – ESTRATÉGIAS EMPREGADAS NO CONTROLE DE PROCESSOS ..... 17**

10.1	Classificação das estratégias aplicadas no controle de processos.....	17
10.2	Aplicações do controle avançado na indústria de processos .....	20
	Referências .....	20

## **PARTE II – ESTRATÉGIAS CLÁSSICAS DE CONTROLE..... 23**

### **CAPÍTULO 11 – CONTROLE DE RAZÃO OU RELAÇÃO ..... 25**

11.1	Controle de razão para processos contínuos .....	27
11.2	Exemplos de aplicação do controle de relação .....	30
11.2.1	Adição de aditivo na gasolina .....	30
11.2.2	Adição de álcool na gasolina.....	30
11.2.3	Controle de razão estequiométrica entre componentes para formar amônia .....	32
11.2.4	Controle de diluição de hidróxido de sódio .....	33

11.2.5 Controle de composição aplicando duas filosofias de controle de razão .....	34
11.2.6 Controle da mistura ar/combustível em caldeiras .....	39
Referências .....	43

## **CAPÍTULO 12 – CONTROLE EM CASCATA..... 45**

12.1 Diagrama de blocos e funções de transferência do controle em cascata .....	46
12.2 Sintonia das malhas no controle em cascata .....	48
12.3 Vantagens e aplicações do controle em cascata .....	49
12.4 Seleção da variável controlada secundária .....	55
12.5 Estabilidade das malhas em cascata .....	59
12.6 Tipos mais comuns de malhas secundárias.....	64
12.7 Ações de controle nas malhas em cascata .....	65
12.7.1 Saturação do modo integral.....	66
12.8 Posicionadores de válvulas e seus algoritmos de controle .....	67
12.8.1 Exemplo do comportamento de válvula de controle com conversor I/P e com posicionadores do tipo eletropneumático e digital.....	70
12.9 Exemplos de aplicação de controle em cascata .....	74
12.9.1 Controle de nível em tanque com posicionador na válvula .....	74
12.9.2 Malha de vazão com posicionador .....	80
12.9.3 Malha de controle de nível a três elementos em caldeiras aquatubulares.....	97
12.9.4 Controle de reator químico exotérmico.....	112
Referências .....	118

## **CAPÍTULO 13 – CONTROLE POR PRÉ-ALIMENTAÇÃO.....121**

13.1 Controle por realimentação ( <i>feedback</i> ) .....	124
13.2 Controle por pré-alimentação ( <i>feedforward</i> ).....	125
13.2.1 Controle por pré-alimentação aplicado ao controle de nível de caldeiras.....	127
13.2.2 Formas de se projetar controladores por pré-alimentação .....	127
13.3 Controle por pré-alimentação com modelo estático do processo .....	127

13.3.1 Exemplo 1 (LIPTÁK, 2006).....	127
13.3.2 Exemplo 2 (SEBORG et al., 2011) .....	139
13.4 Controle por pré-alimentação usando modelo estático do processo mais compensação dinâmica .....	143
13.5 Controle por pré-alimentação usando modelo dinâmico aproximado da perturbação.....	148
13.5.1 Exemplo 1 .....	149
13.5.2 Exemplo 2 .....	154
13.5.3 Exemplo 3 .....	159
13.5.4 Exemplo 4 .....	165
13.6 Controle por pré-alimentação usando modelo dinâmico rigoroso do processo .....	170
13.7 Controle por pré-alimentação com modelos estático e dinâmico obtidos a partir de modelo rigoroso da planta .....	176
13.8 Controle por realimentação mais pré-alimentação.....	193
13.9 Exemplo de aplicação de controle por realimentação mais pré-alimentação a trocador de calor.....	194
Referências .....	199
<b>CAPÍTULO 14 – CONTROLE DE PROCESSOS BATELADA.....</b>	<b>201</b>
14.1 Classificação dos processos industriais .....	201
14.2 Principais características dos processos batelada .....	204
14.2.1 Aspectos comuns de processos contínuos e batelada .....	206
14.2.2 Aspectos diferentes de processos contínuos e batelada .....	206
14.2.3 Consolidação dos processos batelada na indústria – a norma S88..	207
14.3 Características do controle para processos batelada .....	208
14.4 Controle batelada.....	210
14.5 Elementos do controle batelada .....	212
14.5.1 Controle discreto .....	212
14.5.2 Controle regulatório.....	217
14.5.3 Controle das operações de unidades.....	232
14.5.4 Controle do ciclo de batelada .....	234

14.5.5 Otimização .....	237
14.6 Exemplo industrial de processo semibatelada .....	237
Referências .....	241

### **PARTE III – TÉCNICAS CLÁSSICAS DE CONTROLE AVANÇADO .....243**

#### **CAPÍTULO 15 – CONTROLE PID ADAPTATIVO .....245**

15.1 Tipos de controle adaptativo.....	246
15.2 Adaptação programada.....	247
15.2.1 Diferentes formas de adaptação programada .....	248
15.2.2 Exemplo de aplicação de controle PI e PID com adaptação programada .....	250
15.3 Controle autoadaptativo ou autoajustável ( <i>self-tuning</i> ) .....	255
15.3.1 Tipos de controle autoadaptativo ou autoajustável .....	256
15.3.2 Exemplo de aplicação de controle PI autoadaptativo ou autoajustável .....	259
15.4 Comparação entre sistemas com adaptação programada e autoajustáveis .....	275
Referências .....	276

#### **CAPÍTULO 16 – COMPENSAÇÃO DE TEMPO MORTO .....277**

16.1 Malha de controle com Preditor de Smith .....	277
16.2 Exemplo de malha de controle com e sem Preditor de Smith .....	281
16.2.1 Resposta do Preditor de Smith a uma variação no valor de referência – planta de primeira ordem .....	282
16.2.2 Resposta do Preditor de Smith a uma variação no valor de referência – planta de segunda ordem .....	284
16.2.3 Preditor de Smith com perturbação na carga – planta de primeira ordem .....	286
16.2.4 Preditor de Smith com perturbação na carga – planta de segunda ordem .....	287
16.2.5 Preditor de Smith com modelo incorreto do processo – planta de primeira ordem .....	288
16.2.6 Preditor de Smith com modelo incorreto do processo – planta de segunda ordem .....	290

16.2.7	Preditor de Smith aplicado a processo com tempo morto variável – planta de primeira ordem .....	292
16.2.8	Preditor de Smith aplicado a processo com tempo morto variável – planta de segunda ordem .....	293
16.2.9	Resposta do Preditor de Smith com método inadequado de sintonia do controlador PID – planta de primeira ordem .....	295
16.2.10	Resposta do Preditor de Smith com método inadequado de sintonia do controlador PID – planta de segunda ordem .....	296
16.3	Aplicação do Preditor de Smith a um trocador de calor com tempo morto na medição da variável controlada .....	297
	Referências .....	302
<b>CAPÍTULO 17 – CONTROLE SELETIVO .....</b>		<b>303</b>
17.1	Seleção do valor extremo dentre múltiplas variáveis ( <i>auctioneering</i> ) .....	303
17.2	Instrumentação redundante .....	304
17.3	Valor médio extraído de múltiplas medições .....	305
17.4	Controle <i>override</i> .....	305
17.5	Controle de faixa dividida ( <i>split range</i> ) .....	310
	Referências .....	316
<b>CAPÍTULO 18 – CONTROLE MULTIMALHA E CONTROLE MULTIVARIÁVEL POR DESACOPLAMENTO.....</b>		<b>317</b>
18.1	Interações no processo .....	318
18.2	Análise de estabilidade de sistemas multivariáveis.....	322
18.2.1	Análise de estabilidade para os pares $W_F$ com $m_V$ e $x_p$ com $m_p$ .....	323
18.2.2	Análise de estabilidade para os pares $W_F$ com $m_p$ e $x_p$ com $m_V$ .....	327
18.3	Projeto de controladores multimalha .....	327
18.3.1	Definição dos pares de variáveis controladas × manipuladas.....	328
18.3.2	Sintonia de controladores PID em sistemas multimalha.....	352
18.4	Controle multivariável por desacoplamento .....	365
18.4.1	Técnicas de desacoplamento .....	365

18.4.2	Desacoplamento de sistemas $2 \times 2$ .....	366
18.4.3	Desacoplamento de sistemas $n \times n$ .....	368
18.4.4	Exemplo de aplicação de controle multivariável por desacoplamento .....	369
18.4.5	Desacoplamento parcial .....	375
18.4.6	Desacoplamento estático de sistemas $2 \times 2$ .....	375
18.4.7	Desacoplamento estático de sistemas $3 \times 3$ .....	379
18.5	Controle multivariável – um caso industrial.....	380
	Referências .....	389

## **APÊNDICE B – CONCEITOS BÁSICOS SOBRE CONTROLE PREDITIVO MULTIVARIÁVEL.....393**

B.1	Estratégias empregadas no controle de processos industriais.....	393
B.2	Controle PID multimalha <i>versus</i> MPC .....	394
B.3	Evolução histórica do controle preditivo.....	395
B.4	Aplicações industriais do controle preditivo .....	396
B.5	Problemas em processos industriais complexos e sua solução via MPC.....	397
B.6	Características dos processos que justificam aplicar o MPC .....	398
B.7	Vantagens e desvantagens do MPC.....	400
B.8	Exemplo de controle preditivo executado manualmente .....	401
B.9	Princípio de funcionamento do controle preditivo .....	403
B.10	Estratégia do MPC.....	404
B.11	Elementos básicos do MPC .....	407
	B.11.1 Modelo de predição.....	407
	B.11.2 Função objetivo .....	412
	B.11.3 Obtenção da lei de controle.....	414
B.12	Exemplos de algoritmos MPC.....	415
	B.12.1 Controle por matriz dinâmica – DMC .....	415
	B.12.2 Controle por modelo algorítmico – MAC.....	416
B.13	Conclusões .....	416
	Referências .....	417

PARTE I  
ESTRATÉGIAS EMPREGADAS  
NO CONTROLE DE PROCESSOS



# CAPÍTULO 10

## ESTRATÉGIAS EMPREGADAS NO CONTROLE DE PROCESSOS

O Volume 1 desta coleção focou em estratégias convencionais de controle, como o controle *on/off* e o controle PID. Neste volume, expande-se a exposição das técnicas de controle empregadas na indústria.

Este capítulo visa apresentar um panorama das técnicas de controle existentes e sua aplicação em processos industriais.

### 10.1 CLASSIFICAÇÃO DAS ESTRATÉGIAS APLICADAS NO CONTROLE DE PROCESSOS

Esta seção aborda as estratégias usadas no controle de processos. Para tal, considera-se a classificação das estratégias de controle proposta por Seborg (1994; 1999), arrançadas de acordo com seu grau de utilização na indústria, conforme o Quadro 10.1.

**Quadro 10.1** – Classificação das estratégias de controle de processos de acordo com seu grau de aplicação na indústria (SEBORG, 1994; 1999)

---

#### Categoria I – Estratégias convencionais

- controle manual
  - controle *on/off* (liga/desliga)
  - controle PID
  - controle de razão ou relação
  - controle em cascata
  - controle por pré-alimentação (*feedforward*)
- 

(continua)

**Quadro 10.1** – Classificação das estratégias de controle de processos de acordo com seu grau de aplicação na indústria (SEBORG, 1994; 1999) (continuação)

---

**Categoria II – Controle avançado: técnicas clássicas**

- escalonamento de ganho (*gain scheduling*)
  - compensação de tempo morto
  - controle seletivo/*override*
  - controle multivariável por desacoplamento
- 

**Categoria III – Controle avançado: técnicas amplamente utilizadas**

- controle preditivo baseado em modelo
  - controle estatístico de qualidade
  - controle por modelo interno
  - controle adaptativo
- 

**Categoria IV – Controle avançado: técnicas mais novas, com algumas aplicações industriais**

- controle ótimo (LQG – *Linear Quadratic Gaussian*)
  - sistemas especialistas
  - controle não linear
  - controladores baseados em redes neurais
  - controle nebuloso (*fuzzy*)
- 

**Categoria V – Controle avançado: estratégias propostas com pouquíssimas aplicações industriais**

- técnicas de controle robusto como  $H_{\infty}$  e síntese m
- 

A análise do Quadro 10.1 indica que, das cinco categorias propostas, quatro são ditas avançadas. Deve-se, no entanto, ressaltar que a grande maioria das malhas de controle industriais (~90%) ainda emprega o algoritmo de controle PID. Isso porque muitos problemas industriais de controle são simples, e, conseqüentemente, um controlador PI ou PID é uma solução satisfatória. As estratégias de controle avançado devem, então, ser usadas em problemas mais difíceis, nos quais elas podem prover um desempenho significativamente melhor que as técnicas convencionais de controle. Embora o número de problemas difíceis seja usualmente pequeno quando comparado ao número total de malhas de controle, eles tipicamente envolvem variáveis críticas do processo, que afetam fortemente objetivos importantes do controle, como qualidade do produto, consumo de energia, conformidade com normas ambientais etc. (SEBORG, 1994; 1999).

O termo “controle avançado de processos” não possui uma definição consagrada, representando significados diferentes para cada pessoa, dependendo de seu embasamento teórico e de sua experiência prática. Assim, o Quadro 10.1 é uma tentativa de classificar as estratégias de controle de processos. A categoria I consiste em estratégias convencionais de controle, bem conhecidas e que têm sido amplamente usadas há muitas décadas. As estratégias de controle avançado da categoria II são ditas clássicas por terem sido usadas na indústria a partir da década de 1970. Foram descritas em livros editados a partir dos anos 1960, como *Process Control Systems*, de F. G. Shinskey, publicado pela primeira vez em 1967 e pela quarta – e última – vez em 1996 (SHINSKEY, 1996); *Process Control and Optimization*, segundo volume de *Instrument Engineer's Handbook*, de Béla G. Lipták, publicado pela primeira vez em 1970 e atualmente na quarta edição (LIPTÁK, 2006); *Process/Industrial Instruments and Controls Handbook*,

em sua quinta edição (MCMILLAN; CONSIDINE, 1999); e *Principles and Practice of Automatic Process Control*, em sua terceira edição (SMITH; CORRIPIO, 2005).

As estratégias de controle de processos da categoria III têm sido bastante usadas na indústria e são descritas em livros como os de Deshpande e Ash (1988), Ogunnaike e Ray (1994), Friedmann e Stoltenberg (1996), Marlin (2000) e Seborg, Edgar, Melli-champ e Doyle III (2011).

A categoria IV contém estratégias de controle ainda não muito usadas na indústria, embora diversas aplicações bem-sucedidas de cada uma delas já tenham sido relata-das. A categoria V contém abordagens novas com pouquíssimas (ou mesmo nenhu-ma) aplicações industriais.

O grande número de variantes na área de controle deve-se à diversidade dos proble-mas práticos. Para a grande maioria das malhas de controle de processos indus-triais, o controlador PID é suficiente. Já para processos que eventualmente tenham variações muito grandes na carga, a filosofia de controle por pré-alimentação pode ser útil. Para malhas de controle múltiplas com interação, é recomendável empregar o controle multivariável por desacoplamento, ou então o controle preditivo. Já para malhas de controle em que a variável manipulada pode sofrer fortes perturbações e as constantes de tempo do processo controlado e das perturbações na variável mani-pulada são distintas, pode-se lançar mão do controle em cascata. Para processos com parâmetros variando ao longo do tempo, recomenda-se empregar o controle adaptati-vo. Em resumo: é necessário conhecer bem as estratégias de controle para poder julgar qual delas irá gerar melhor desempenho para cada tipo de processo.

Temas relevantes relacionados à área de controle de processos, como identificação de sistemas, modelagem e simulação de processos e sistemas computacionais para monito-ração e controle de processos não estão incluídos neste livro. Os dois primeiros assuntos, identificação e modelagem, são essenciais para gerar modelos de processos, sem os quais é inviável a aplicação das técnicas de controle avançado. No Capítulo 3 do Volume 1 desta coleção, foi abordada uma forma simples de obter modelos lineares aproximados de processos industriais, por meio de uma técnica básica de identificação de sistemas, que emprega a curva de reação (resposta ao degrau) aplicada a processos operando em malha aberta. Formas mais complexas de obtenção de modelos mais precisos por meio da identificação de sistemas podem ser encontradas em *Introdução à identificação de sis-temas – técnicas lineares e não lineares: teoria e aplicação* (AGUIRRE, 2015). Em termos de modelagem e simulação de processos, uma referência recomendada é *Modelagem e simulação de processos industriais e de sistemas eletromecânicos* (GARCIA, 2005).

Conhecer a instrumentação industrial é essencial para o controle de processos. Uma referência recomendada sobre este assunto é Bega (2011). Em uma analogia entre a malha de controle e o corpo humano, o controle equivale à mente (inteligência), en-quanto a instrumentação atua como sistema nervoso e muscular, coletando e enviando as informações das variáveis controladas para o sistema de controle e respondendo aos comandos deste, agindo sobre as variáveis manipuladas. Já o sistema computacional corresponde aos equipamentos e *softwares* básicos usados para que o *software* aplicati-

vo (algoritmos de controle) possa ser executado. Nesse caso, na analogia com o corpo humano, o sistema computacional equivale ao cérebro.

## 10.2 APLICAÇÕES DO CONTROLE AVANÇADO NA INDÚSTRIA DE PROCESSOS

Em 1961 foi implementado pela Foxboro o primeiro controle *feedforward* em uma coluna de destilação.

Desenvolvimentos independentes na Shell Oil Co. nos Estados Unidos (CUTLER; RAMAKER, 1979; PRETT; GILLETTE, 1979) e na França (RICHALET et al., 1978) resultaram em novas técnicas de controladores lineares preditivos: DMC (*Dynamic Matrix Control*) e MAC (*Model Algorithmic Control*), respectivamente. Os dois algoritmos baseiam-se em modelos não paramétricos do processo, função objetivo e restrições ativas no presente ou futuro. Cutler e Ramaker (1979) ilustram a técnica do DMC no controle de temperatura de saída de um forno de preaquecimento, manipulando a vazão de gás combustível e considerando quatro perturbações. Prett e Gillette (1979) aplicam o DMC multivariável com restrições em uma unidade de craqueamento catalítico envolvendo duas variáveis controladas, quatro manipuladas e duas restrições.

No início da década de 1980, começaram a ser desenvolvidas as tecnologias de inteligência artificial, redes neurais e controle difuso (*fuzzy*). As redes neurais, conjunto de várias camadas de neurônios imitando o funcionamento do cérebro humano, foram usadas principalmente na elaboração de modelos de processo. Sistemas especialistas, baseados na inteligência artificial, foram desenvolvidos para treinar novos operadores a partir do conhecimento de operadores experientes. O controle difuso, muito usado principalmente no Japão, utiliza a lógica difusa (variáveis linguísticas e regras “*if-then*”) em vez de equações matemáticas.

No Brasil, em 1991, a Petrobras implementou, com tecnologia própria, seu primeiro controlador preditivo multivariável em um complexo forno de destilação a vácuo da Refinaria Presidente Bernardes – Cubatão (RPBC). Em 1993, outros dois controladores multivariáveis foram comissionados: o sistema reator-regenerador da unidade de craqueamento catalítico em leito fluidizado (UFCC) da Refinaria Henrique Lage (Revap), em São José dos Campos, e uma fracionadora de petróleo da Refinaria de Paulínia (Replan), em Paulínia.

## REFERÊNCIAS

AGUIRRE, L. A. **Introdução à identificação de sistemas – técnicas lineares e não lineares:** teoria e aplicação. 4. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2015.

BEGA, E. A. **Instrumentação industrial.** 3. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2011.

CUTLER, C. R.; RAMAKER, B. C. Dynamic matrix control: a computer control algorithm. In: **Proceedings of the AIChE National Meeting.** Houston, 1979. Também: **Proceedings of the Joint Automatic Control Conference.** San Francisco, 1980, paper WP5-B.

- DESHPANDE, P. B.; ASH, R. H. **Computer Process Control with Advanced Control Applications**. 2. ed. Research Triangle Park: ISA – Instrument Society of America, 1988.
- FRIEDMANN, P. G.; STOLTENBERG, T. P. **Continuous Process Control** (Practical Guides for Measurement and Control). Research Triangle Park: ISA – Instrument Society of America, 1996.
- GARCIA, C. **Modelagem e simulação de processos industriais e de sistemas eletromecânicos**. 2. ed. São Paulo: Edusp, 2005.
- LIPTÁK, B. G. **Instrument Engineers' Handbook: Process Control and Optimization**. 4. ed. Boca Raton: CRC Press/Taylor & Francis Group, 2006.
- MARLIN, T. E. **Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance**. 2. ed. New York: McGraw-Hill, 2000.
- MCMILLAN, G. K.; CONSIDINE, D. M. **Process/Industrial Instruments and Controls Handbook**. 5. ed. New York: McGraw Hill, 1999.
- OGUNNAIKE, B. A.; RAY, W. H. **Process Dynamics, Modeling, and Control**. New York: Oxford University Press, 1994.
- PRETT, D. M.; GILLETTE, R. D. Optimization and constrained multivariable control of a catalytic cracking unit. In: **Proceedings of the AIChE National Meeting**. Houston, 1979. Também: **Proceedings of the Joint Automatic Control Conference**. San Francisco, 1980.
- RICHALET, J.; RAULT, A.; TESTUD, J. L.; PAPON, J. Model predictive heuristic control: application to industrial processes. **Automatica**, v. 14, n. 2, p. 413-428, 1978.
- SEBORG, D. E. A perspective on advanced strategies for process control. **Modeling, Identification and Control**, v. 15, n. 3, p. 179-189, 1994.
- \_\_\_\_\_. A perspective on advanced strategies for process control (revisited). In: FRANK, P. M. (Ed.). **Advances in Control – Highlights of ECC'99**. 1999. p. 103-134.
- SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A.; DOYLE III, F. J. **Process, Dynamics and Control**. 3. ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2011.
- SHINSKEY, F. G. **Process Control Systems: Application, Design and Tuning**. 4. ed. New York: McGraw-Hill, 1996.
- SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and Practice of Automatic Process Control**. 3. ed. New York: John Wiley & Sons, 2005.



PARTE II  
ESTRATÉGIAS CLÁSSICAS DE CONTROLE



## CAPÍTULO 11

# CONTROLE DE RAZÃO OU RELAÇÃO

Sistemas de controle de razão ou *ratio control* são aplicados para manter a relação entre duas variáveis em um valor especificado, de modo a regular uma terceira variável. Sejam então duas variáveis  $L$  e  $M$  cuja razão desejada seja  $R_d$  :

$$R_d = \frac{M}{L} \quad (11.1)$$

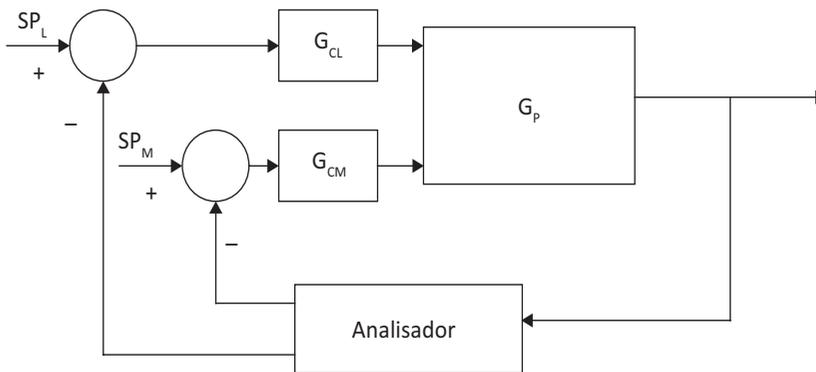
Nesse caso, deseja-se controlar a relação entre  $M$  e  $L$  em vez das variáveis  $L$  e  $M$  individualmente. Normalmente, as variáveis  $L$  e  $M$  são fluxos.

Ao misturar dois ou mais componentes, busca-se obter uma determinada composição que tenha uma dada relação entre eles, quer seja em volume ou em massa. Um exemplo poderia ser a adição de um aditivo na gasolina visando manter a octanagem desejada, a qual pode ou não ser medida. Aplicações típicas de controle de razão são:

- a) operações de mistura (*blending*) de dois ou mais componentes, em que se controla a vazão dos ingredientes que se misturam para formar um produto, por exemplo, na alimentação de reatores químicos, em que se busca manter uma relação estequiométrica de injeção de reagentes. Nesse caso, um ingrediente pode ter sua vazão livre, enquanto a adição dos demais ingredientes é feita com base na quantidade desse ingrediente primário;
- b) controle de uma razão de refluxo especificada em uma coluna de destilação, com base no controle da composição do produto sendo retirado; ou
- c) controle da relação estequiométrica de ar/combustível para queima em uma caldeira. Em um caso simples desse tipo de controle, a vazão de combustível pode ser regulada por um controlador de temperatura ou pressão e esse valor é usado para determinar o valor de referência do controlador ar/combustível.

Pode-se dizer que o controle de relação é o mais elementar dos controladores por pré-alimentação. No exemplo de adição de aditivo na gasolina, se a variável de carga do sistema muda – nesse caso, a vazão de gasolina –, isso afeta a variável controlada, isto é, a octanagem ou número de octanos. Essa variação pode ser eliminada por meio de um ajuste adequado da variável manipulada – nesse caso, a vazão de entrada do aditivo. Para misturar ingredientes com uma proporção adequada, há diversas opções:

- efetuar a mistura pré-pesando os componentes e misturando-os em um tanque, já nas proporções corretas (opção válida tanto para líquidos quanto para sólidos);
- efetuar a mistura totalizando a vazão dos líquidos que se deseja misturar. Quando a totalização atinge um valor predeterminado, uma válvula de bloqueio é acionada, ajustando-se assim uma dada quantidade de cada líquido da mistura no tanque;
- efetuar a mistura sem nenhum tipo de medição e colocar um analisador de composição na saída do processo, o qual deve enviar sinais para diferentes controladores de vazão, que modulam o fluxo de cada um dos líquidos sendo misturados. O controle de relação por realimentação requer que os ingredientes sejam misturados, a mistura analisada e somente depois se variem as vazões, como indicado na Figura 11.1. É fácil notar que isso só é viável com analisadores online muito rápidos (SEBORG et al., 2011);



**Figura 11.1** – Exemplo de controle de relação por realimentação.

- efetuar a mistura forçando que a vazão de um ou mais fluidos siga uma relação predefinida com a vazão de um determinado fluido de referência.

As quatro propostas feitas anteriormente podem ser aplicadas a processos do tipo batelada (*batch*), embora as sugestões constantes nas alíneas “a” e “b” sejam as opções mais usadas nesse tipo de processo. Já para processos do tipo contínuo, apenas as propostas das alíneas “c” e “d” são aplicáveis. Tendo em vista a necessidade da grande rapidez do analisador da proposta da alínea “c”, ela não é normalmente usada.

Neste capítulo, aborda-se o modo de realizar misturas de forma contínua, ao passo que no Capítulo 14 enfatizam-se as formas de efetuar misturas em processos batelada.

### 11.1 CONTROLE DE RAZÃO PARA PROCESSOS CONTÍNUOS

A variável de carga em malhas de controle de razão é normalmente denominada vazão livre ou *wild flow* e pode ser ou não controlada ou ainda manipulada por outros controladores que respondam a outras variáveis, como pressão ou nível (LIPTÁK, 2006).

Seja o problema manter uma razão desejada  $R_d$  entre os produtos L e M controlando-se suas vazões, designadas por  $Q_L$  (vazão livre) e  $Q_M$  (vazão manipulada), sendo  $R_d = Q_M/Q_L$ . A relação  $R_d$  deve ser escalonada corretamente para que o ganho adequado seja usado na estação de relação. Assim, o ganho  $K_r$  deve considerar as larguras das faixas (*spans*) dos dois transmissores de vazão, conforme indicado a seguir:

$$K_r = R_d \frac{\Delta Q_L}{\Delta Q_M} \tag{11.2}$$

em que  $R_d$  é a relação desejada e  $\Delta Q_L$  e  $\Delta Q_M$  são as larguras das faixas dos transmissores de vazão dos ingredientes L e M, respectivamente.

As estações de relação normalmente possuem ganhos  $K_r$  na faixa entre 0,3 e 3,0.

A implantação do controle de razão pode ser feita de duas formas. O modo mais comum é medir a vazão  $Q_L$  e controlar a vazão  $Q_M$ , ajustando-se o valor de referência do controlador secundário em  $SP_M = K_r \cdot Q_{L,m}$ , conforme ilustrado na Figura 11.2.

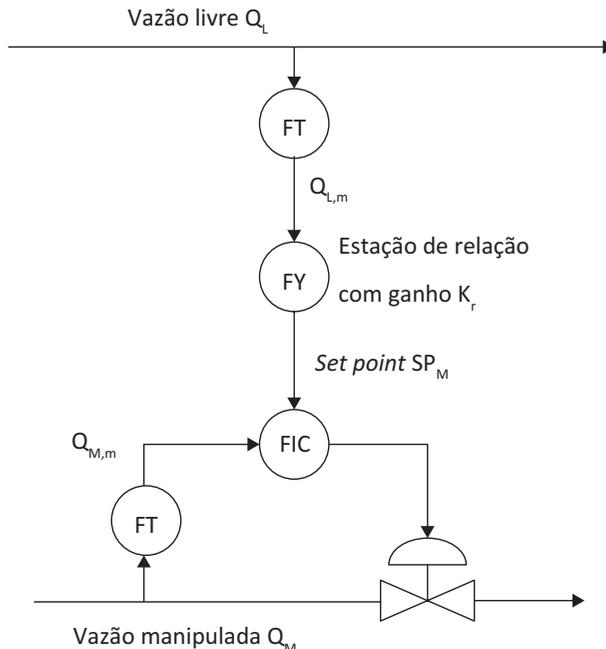
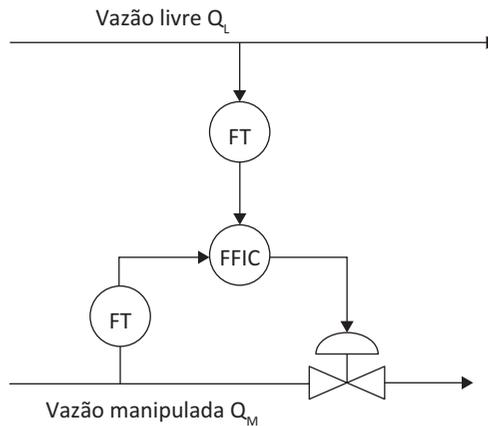


Figura 11.2 – Forma típica de se efetuar o controle de razão em processos contínuos.

Na Figura 11.2, o sinal da vazão medida  $Q_{L,m}$  é enviado à estação de relação, que o multiplica por um ganho ajustável  $K_r$ . O sinal de saída da estação é usado como valor de referência para o controlador da vazão manipulada. Percebe-se que a vazão  $Q_L$  é livre (não controlada), mas deve ser medida, ao passo que a vazão  $Q_M$  é ajustada em função de  $Q_L$ . Como essa variável não é manipulada e influi no resultado do processo, não há nada que a distinga de uma perturbação, e, assim, o controle de razão não passa de um modo simples de controle por pré-alimentação.

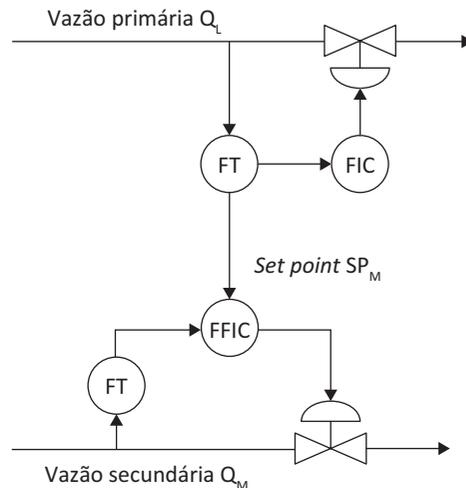
Há fabricantes que fornecem em um único instrumento a estação de relação e o controlador, constituindo um controlador de razão FFIC, de acordo com a Figura 11.3.



**Figura 11.3** – Controle de razão com estação de relação embutida no controlador.

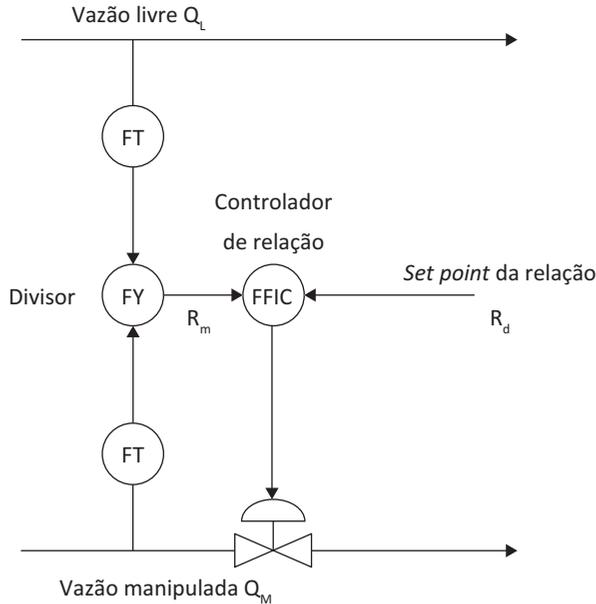
Há uma variante para os casos das Figuras 11.2 e 11.3 em que se controla a vazão  $Q_L$ , que agora deixa de ser livre e passa a se chamar vazão primária, com seu valor medido usado como valor de referência no controlador de razão, conforme mostra a Figura 11.4.

Deve-se notar na Figura 11.4 que, mesmo quando os dois fluxos são controlados, a implementação de um controle de razão é mais conveniente que um controle independente para cada vazão. Nesse caso, se o operador necessitar aumentar a vazão total do sistema, basta alterar o valor de referência no controlador da vazão primária, pois o valor de referência do controlador da vazão secundária mudará automaticamente.



**Figura 11.4** – Controle de razão com vazão primária controlada.

Outra forma possível, mas menos usada, é calcular a relação  $R_m = Q_L/Q_M$  medindo-se as vazões  $Q_L$  e  $Q_M$  e usar esse valor como variável controlada em um regulador, que receba como referência o valor desejado de  $R_d$ , segundo a Figura 11.5.



**Figura 11.5** – Forma alternativa para se efetuar controle de razão em processos contínuos.

Na Figura 11.5, o controlador de relação FFIC é do tipo PI. O principal problema desse arranjo é inserir um divisor na malha fechada. Se a vazão manipulada  $Q_M$  responde linearmente à abertura da válvula, o ganho da malha  $K$  varia de modo não linear devido ao divisor. A diferenciação da Equação (11.1) mostra por que isso é verdade (LIPTÁK, 2006):

$$K = \left( \frac{\partial R_d}{\partial M} \right)_L = \frac{1}{Q_L} = \frac{R_d}{Q_M} \tag{11.3}$$

Na Equação (11.3), o ganho da malha é inversamente proporcional à vazão de perturbação  $Q_L$  ou então ele varia, tanto em função da relação  $R_d$  como da vazão  $Q_M$ . Em muitas aplicações, a razão  $R_d$  não varia com frequência, mas a vazão  $Q_M$  sim. Como o ganho da malha varia inversamente a  $Q_M$ , isso pode causar instabilidade em baixas vazões, pois o ganho da malha  $K$  seria alto. Por outro lado, se a vazão fosse alta, o ganho  $K$  seria baixo. Se o controlador FFIC for ajustado a fim de prover uma boa resposta para condições de baixo fluxo, a resposta da malha para uma vazão alta seria muito lenta. Em compensação, se o controlador FFIC for sintonizado para uma resposta adequada para altas vazões, a malha se torna instável com baixas vazões. Deve-se

usar uma válvula de controle com característica instalada do tipo igual-porcentagem para superar esse problema.

Caso a relação fosse invertida:

$$R_d = \frac{Q_L}{Q_M}$$

então:

$$\frac{\partial R_d}{\partial Q_M} = -\frac{Q_L}{Q_M^2} = -\frac{R_d}{Q_M}$$

e o resultado é essencialmente o mesmo.

Até aqui, assumiu-se que os sinais dos transmissores de vazão são lineares. Se forem quadráticos, a relação  $R_d$  deve ser calculada do seguinte modo:

$$R_d = \frac{Q_M^2}{Q_L^2}$$

## 11.2 EXEMPLOS DE APLICAÇÃO DO CONTROLE DE RELAÇÃO

### 11.2.1 ADIÇÃO DE ADITIVO NA GASOLINA

Suponha que se deseje adicionar um aditivo na gasolina com razão de 0,53 mL/L. Se o medidor de vazão de aditivo estiver calibrado de 0 a 1.200 mL/min e o medidor de vazão de gasolina estiver calibrado de 0 a 1.900 L/min, supondo-se que ambos os medidores sejam lineares, o ganho  $K_r$  da estação de relação é dado por (LIPTÁK, 2006):

$$K_r = R_d \frac{\Delta Q_L}{\Delta Q_M} = 0,53 \frac{\text{mL}}{\text{L}} \cdot \frac{1.900 \text{ L/min}}{1.200 \text{ mL/min}} = 0,839 \text{ [adim.]}$$

### 11.2.2 ADIÇÃO DE ÁLCOOL NA GASOLINA

Suponha que se deseje adicionar álcool à gasolina, de forma a se obter no final a seguinte composição em volume:

$$V = V_A + V_G$$

em que:

$$V_A = 0,22 \cdot V = \text{volume de álcool}$$

$$V_G = 0,78 \cdot V = \text{volume de gasolina}$$

Com transmissores lineares de vazão, a relação entre os volumes é  $R_d = 0,22/0,78$ , ou  $R_d = 0,282$ , isto é, para cada litro de gasolina deve-se adicionar 0,282 litro de álcool.

Assuma que a vazão de gasolina  $Q_G$  varie de 0 a 1.000 L/min e que os medidores de vazão sejam lineares. Surgem, então, três opções com relação à vazão de álcool  $Q_A$ :

- a) Vazão máxima de álcool menor que 282 L/min

Seja  $Q_A = 0$  a 200 L/min, portanto  $\Delta Q_A = 200$  L/min. Resulta:

$$K_r = R_d \frac{\Delta Q_G}{\Delta Q_A} = 0,282 \frac{1.000}{200} = 1,41$$

Com essa relação, o valor máximo permissível para  $Q_G$  é:

$$Q_{G,\text{máx}} = \frac{Q_{A,\text{máx}}}{R_d} = \frac{200}{0,282} = 709,2 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

que equivale a 70,92% da vazão máxima de gasolina. Com esse valor de  $Q_G$ , a vazão de álcool é  $Q_A = 1,41 \cdot 70,92 = 100\%$ . Qualquer vazão maior de gasolina leva a válvula na linha de álcool à máxima abertura, sem, no entanto, atingir a mistura correta.

- b) Vazão máxima de álcool igual a 282 L/min

Seja  $Q_A = 0$  a 282 L/min, portanto  $\Delta Q_A = 282$  L/min. Resulta:

$$K_r = R_d \frac{\Delta Q_G}{\Delta Q_A} = 0,282 \frac{1.000}{282} = 1,0$$

Com esse valor, a estação de relação é dispensável, pois a relação é automaticamente ajustada pela própria relação das vazões máximas. Bastaria ter um controlador de vazão com valor de referência remoto.

- c) Vazão máxima de álcool igual a 400 L/min

Seja  $Q_A = 0$  a 400 L/min, portanto  $\Delta Q_A = 400$  L/min. Resulta:

$$K_r = R_d \frac{\Delta Q_G}{\Delta Q_A} = 0,282 \frac{1.000}{400} = 0,705$$

Com essa relação, se a vazão de gasolina for máxima, a vazão de álcool será  $Q_G \cdot R_d = 1.000 \cdot 0,282 = 282$  L/min, equivalente a 70,5% da vazão máxima, o que implica que a vazão de álcool nunca excederá 70,5% do fundo de escala do medidor, o que prejudica a precisão na medição, pois, via de regra, a precisão de

um medidor é dada em função do fundo de escala, o que a torna pior conforme os valores medidos diminuem.

A sugestão, nesse caso, seria dimensionar a linha de álcool para uma vazão que se aproximasse da relação ideal entre as vazões, quando a relação volumétrica entre álcool e gasolina atingisse seu valor máximo permitido por lei, isto é, 24%. Nesse caso, tem-se que  $R_d = 0,24/0,76 = 0,316$ . Tomando-se a máxima vazão de gasolina como 1.000 L/min, isso implica que a máxima vazão de álcool é 316 L/min. Seria razoável definir a vazão máxima de álcool em um valor arredondado para cima, por exemplo, 320 L/min. Assim, caso se usasse a relação volumétrica de 22% de álcool na gasolina, ter-se-ia  $K_r = 0,881$ .

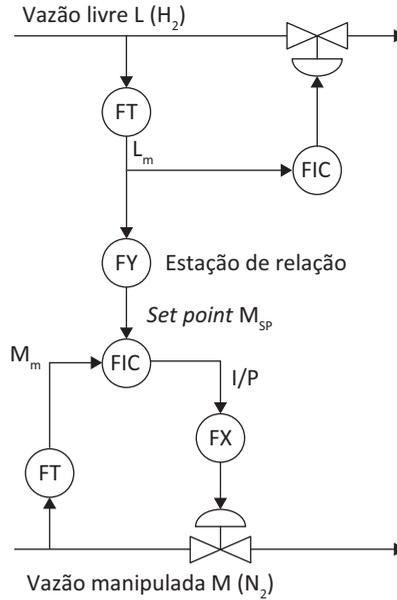
### 11.2.3 CONTROLE DE RAZÃO ESTEQUIOMÉTRICA ENTRE COMPONENTES PARA FORMAR AMÔNIA

Um sistema de controle de razão deve ser usado para manter uma relação estequiométrica entre  $H_2$  e  $N_2$  para formar amônia ( $NH_3$ ) (SEBORG et al., 2011). Controladores individuais de vazão são usados para manter os fluxos de  $H_2$  e  $N_2$  em valores desejados. As seguintes informações são fornecidas:

- a equação estequiométrica para a reação de síntese de amônia é:  $3H_2 + N_2 \leftrightarrow 2NH_3$ ;
  - os elementos sensores de vazão correspondem a placas de orifício;
  - os transmissores eletrônicos de vazão possuem extratores de raiz quadrada embutidos. Suas faixas calibradas são 0 a 30 L/min para o transmissor de  $H_2$  e 0 a 15 L/min para o transmissor de  $N_2$ ;
  - as válvulas de controle possuem atuadores pneumáticos;
  - cada conversor I/P tem um ganho de 0,75 psi/mA; e
  - a estação de relação é um instrumento eletrônico com sinais de entrada/saída de 4-20 mA.
- a) Desenhe um diagrama esquemático (P&ID) para o sistema de controle de relação.
- b) Especifique o ganho apropriado para a estação de relação.

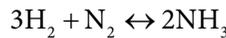
#### Solução:

- a) O P&ID do sistema é mostrado na Figura 11.6.



**Figura 11.6** – P&ID da malha de controle de relação.

- b) Para especificar o ganho da estação de razão, é preciso primeiro definir a relação desejada. A equação estequiométrica para a reação de síntese da amônia é:



Para gerar uma mistura em proporções estequiométricas, a relação das vazões molares ( $H_2/N_2$ ) deve ser de 3:1. Assume-se que a relação entre as vazões molares seja igual à razão das vazões volumétricas. Na prática, as vazões volumétricas também dependem da temperatura e da pressão de cada escoamento, segundo a lei dos gases reais ou perfeitos, dependendo do gás envolvido. Da relação estequiométrica, tem-se:

$$R_d = \frac{1}{3}$$

O ganho da estação de relação é dado por:

$$K_r = R_d \frac{\Delta Q_{H_2}}{\Delta Q_{N_2}} = \frac{1}{3} \frac{30 \text{ L/min}}{15 \text{ L/min}} = \frac{2}{3}$$

### 11.2.4 CONTROLE DE DILUIÇÃO DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO

Considere um sistema usado para diluir uma solução de 60% em massa de NaOH para 40%, por meio da mistura com água. Suponha que as vazões de água e de

NaOH a 60% sejam medidas. Calcule a razão que garanta a mistura correta. O medidor de vazão de NaOH está calibrado de 0 a 400 kg/h, e o de água, de 0 a 150 kg/h. Assuma que a vazão de NaOH a 60% seja a variável livre e que a vazão de água seja a variável manipulada. Nesse problema, não se conhece, a princípio, a relação desejada entre os componentes. Sabe-se que na solução de 60% em massa de NaOH, a cada 1 kg de solução, 0,6 kg corresponde a NaOH. Deseja-se alterar essa concentração, de modo a obter-se uma solução de 40%; portanto, a cada 1 kg de solução, 0,4 kg seria de NaOH. Assim, caso se misture 1/3 kg de água a cada 2/3 de solução de NaOH a 60%, ter-se-á, ao final, 0,4 kg de NaOH em 1 kg de solução. Dessa maneira, a reação desejada é:

$$R_d = \frac{1/3 \text{ kg}}{2/3 \text{ kg}} = \frac{1}{2}$$

O ganho da estação de razão  $K_r$  é dado pela Equação (11.2):

$$K_r = R_d \frac{\Delta Q_L}{\Delta Q_M} = \frac{1}{2} \cdot \frac{400}{150} = \frac{4}{3} = 1,33$$

Essa relação implica que, se a vazão da solução a 60% de NaOH for máxima (100%), então é necessário ter uma vazão de água de 133%, o que é inviável. Nesse caso, a máxima vazão possível de NaOH deve ser de 300 kg/h (75%), que, multiplicada por  $K_r$ , resulta em 100%, que corresponde à vazão máxima de água.

### 11.2.5 CONTROLE DE COMPOSIÇÃO APLICANDO DUAS FILOSOFIAS DE CONTROLE DE RAZÃO

Para manter fixa a composição de um produto em um CSTR (*continuous stirred tank reactor*), uma razão entre as vazões de alimentação deve ser mantida. Como exemplo, seja o CSTR da Figura 11.7. O objetivo desse processo é fornecer produtos na saída com composição constante, por meio da mistura dos reagentes A e B em uma dada proporção.

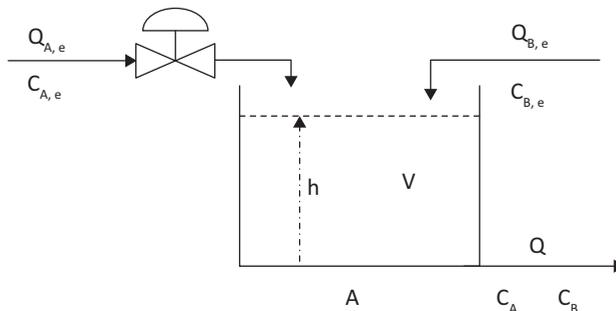


Figura 11.7 – Diagrama de CSTR no qual se quer controlar a composição dos produtos na saída.

Em um processo de mistura isotermal, uma composição constante dos produtos de saída pode ser obtida pela manutenção de uma certa razão entre as vazões de entrada. Assim, para garantir uma composição constante dos produtos de saída, deve-se ter:

$$K_r = \frac{Q_{A,e}}{Q_{B,e}}$$

em que  $K_r$  é a relação que mantém constante a concentração dos produtos de saída, representada por  $C_A$  e  $C_B$ .

Para o processo mostrado na Figura 11.7, assume-se que a vazão volumétrica de entrada  $Q_{A,e}$  do reagente A possa ser usada como variável manipulada, ao passo que a vazão volumétrica de entrada  $Q_{B,e}$  do reagente B possa variar livremente e de forma não predizível, significando que  $Q_{B,e}$  possa ser considerada uma perturbação do processo. Considere os seguintes dados da planta em regime nominal de operação:

$$\bar{Q}_{A,e} = 0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \quad \bar{C}_{A,e} = 2 \frac{\text{Mmol}}{\text{m}^3} \quad \bar{Q}_{B,e} = 0,1 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \quad \bar{C}_{B,e} = 4 \frac{\text{Mmol}}{\text{m}^3} \quad \bar{V} = 2 \text{ m}^3$$

Com esses dados, é possível calcular as concentrações  $C_A$  e  $C_B$  na saída do tanque. O balanço dinâmico de componentes no tanque de mistura resulta em:

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{C_{A,e} \cdot Q_{A,e} - C_A \cdot Q}{V} \quad \frac{dC_B}{dt} = \frac{C_{B,e} \cdot Q_{B,e} - C_B \cdot Q}{V}$$

Caso se suponha regime estacionário nas condições nominais de operação, o balanço de massa gera:

$$\bar{Q} = \bar{Q}_{A,e} + \bar{Q}_{B,e} = 0,5 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

Combinando-se essa equação com as de balanço de componentes em regime estacionário nas condições nominais de operação, chega-se nas seguintes concentrações na saída em regime nominal de operação:

$$\bar{C}_A = 1,6 \frac{\text{Mmol}}{\text{m}^3} \quad \bar{C}_B = 0,8 \frac{\text{Mmol}}{\text{m}^3}$$

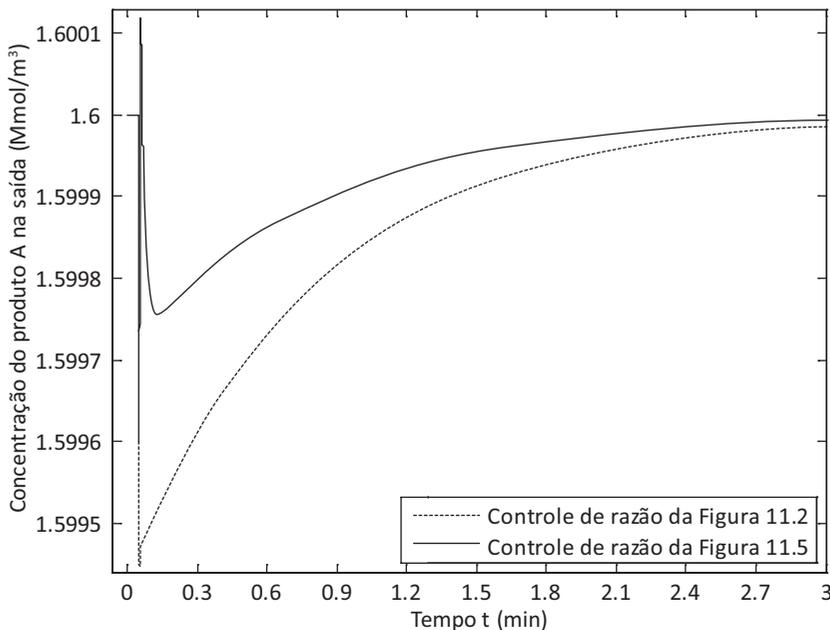
Assim, o tanque de mistura irá gerar um produto na saída com essas concentrações sempre que a seguinte relação se mantiver constante:

$$K_r = \frac{Q_{A,e}}{Q_{B,e}} = \frac{0,4}{0,1} = 4$$

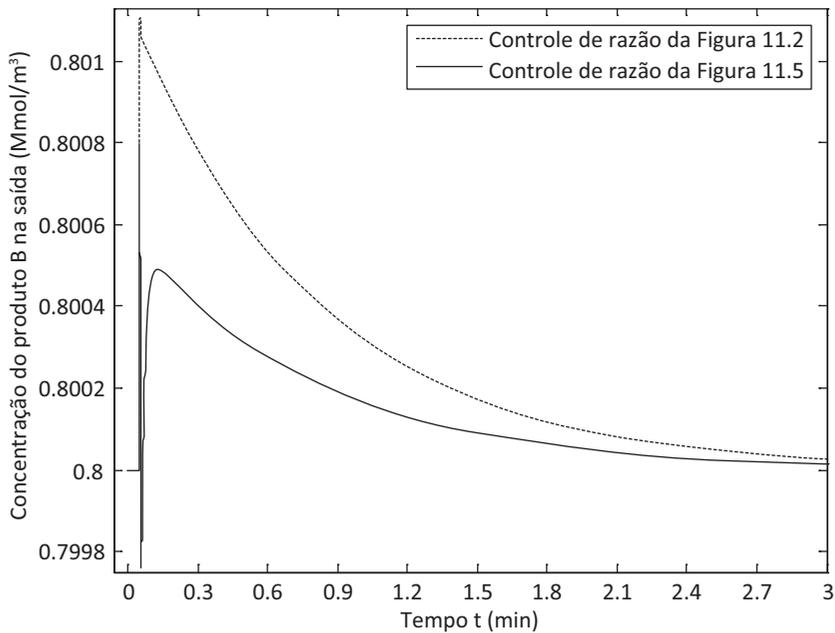
Propõe-se simular esse sistema de controle de relação, considerando que:

- a) a composição dos reagentes A e B na entrada ( $C_{A,e}$  e  $C_{B,e}$ ) se mantém constante;
- b) o controle de nível é perfeito, de modo que o volume  $V$  de fluido no tanque não varia;
- c) a malha de vazão é rápida, modelada por um sistema de primeira ordem com um pequeno tempo morto, com ganho unitário, constante de tempo  $\tau=1/60$  min e tempo morto  $\theta=0,05/60$  min;
- d) usam-se duas formas de controle de relação (Figuras 11.2 e 11.5), ambas com um controlador PI de mesma sintonia, dada por  $K_C = 10$  e  $T_I = 1/60$  min/rep, sintonia calculada pelo método da Síntese Direta com  $\tau_C = \theta$ ; e
- e) a vazão de entrada  $Q_{B,e}$  do reagente B é bruscamente mudada em  $t = 0,05$  min de  $0,1$  para  $0,5 \text{ m}^3/\text{min}$  em uma simulação e de  $0,1$  para  $0,02 \text{ m}^3/\text{min}$  em outra.

Os modos de controle das Figuras 11.2 e 11.5 geram as concentrações  $C_A$  e  $C_B$  das Figuras 11.8 e 11.9, respectivamente, para  $Q_{B,e}$  variando de  $0,1$  a  $0,5 \text{ m}^3/\text{min}$ .

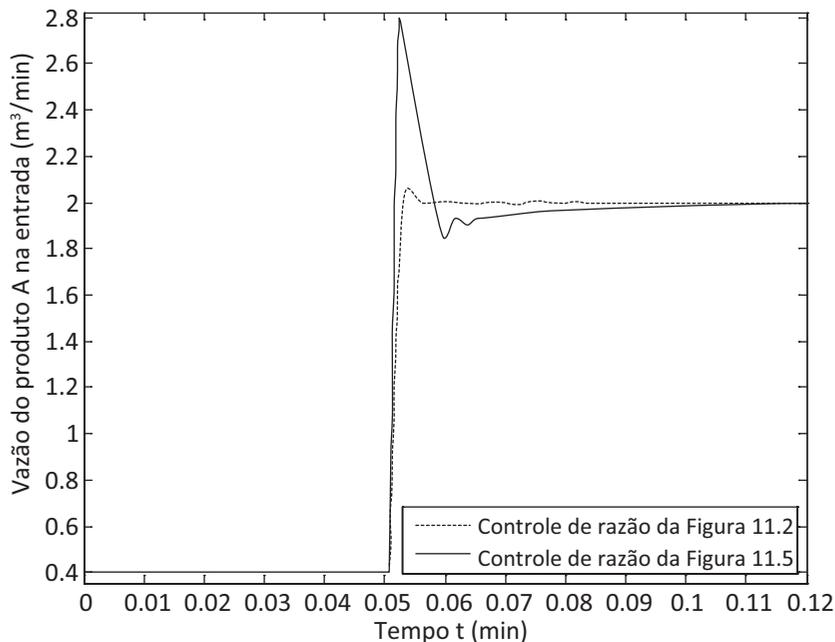


**Figura 11.8** – Concentração  $C_A$  com dois modos de controle de razão,  $Q_{B,e}$  indo de  $0,1$  a  $0,5 \text{ m}^3/\text{min}$ .



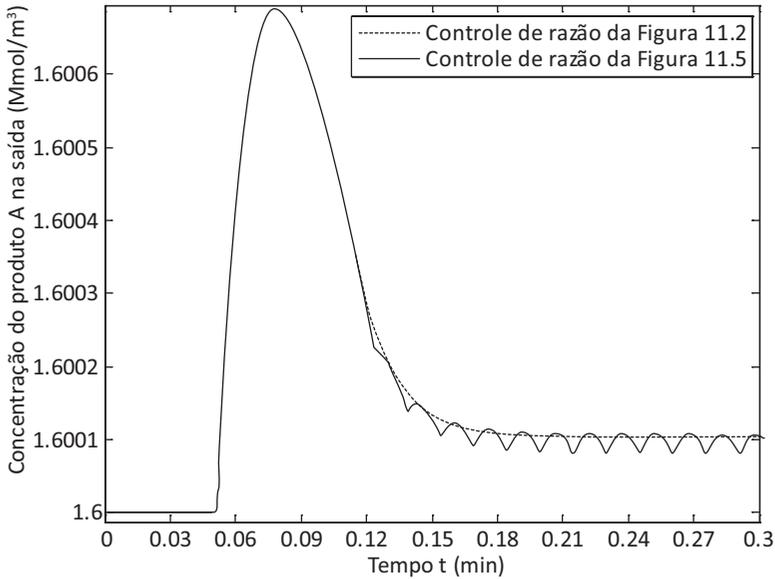
**Figura 11.9** – Concentração  $C_B$  com dois modos de controle de razão,  $Q_{B,e}$  indo de 0,1 a 0,5  $\text{m}^3/\text{min}$ .

A Figura 11.10 mostra a vazão  $Q_{A,e}$  para os dois modos de controle de razão.

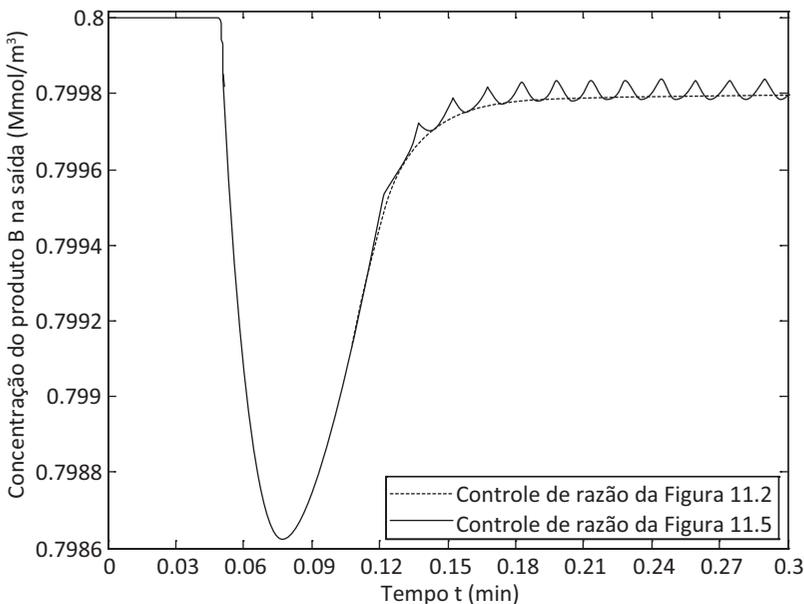


**Figura 11.10** – Vazão  $Q_{A,e}$  com dois modos de controle de razão,  $Q_{B,e}$  indo de 0,1 a 0,5  $\text{m}^3/\text{min}$ .

Nas Figuras 11.8 e 11.9, vê-se que, ao aumentar a vazão de perturbação  $Q_{B,e}$ , há diferença nos modos de controle de relação das Figuras 11.2 e 11.5, mas sem oscilações não amortecidas na resposta. O uso dos modos de controle das Figuras 11.2 e 11.5 gera as concentrações  $C_A$  e  $C_B$  das Figuras 11.11 e 11.12, para  $Q_{B,e}$  indo de 0,1 a 0,02  $\text{m}^3/\text{min}$ .

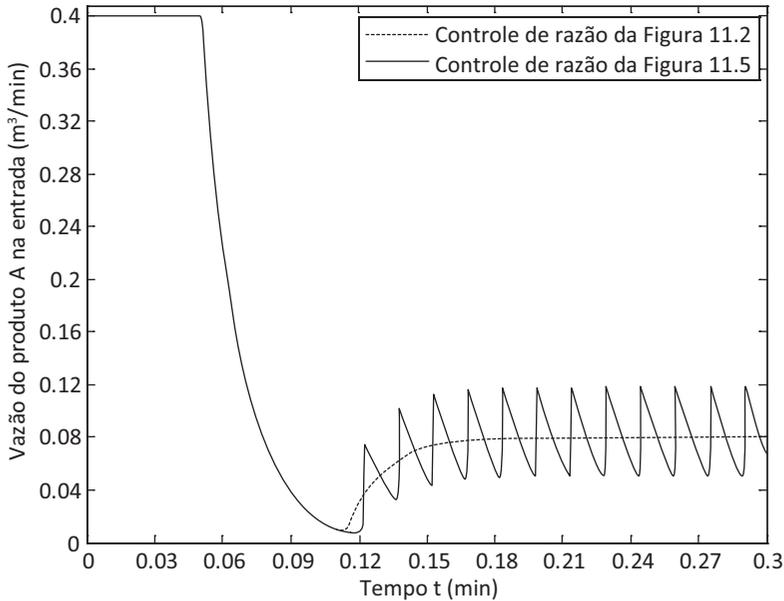


**Figura 11.11** – Concentração  $C_A$  com dois modos de controle de razão,  $Q_{B,e}$  indo de 0,1 a 0,02  $\text{m}^3/\text{min}$ .



**Figura 11.12** – Concentração  $C_B$  com dois modos de controle de razão,  $Q_{B,e}$  indo de 0,1 a 0,02  $\text{m}^3/\text{min}$ .

A Figura 11.13 mostra a vazão  $Q_{A,e}$  para as duas filosofias de controle de razão.



**Figura 11.13** – Vazão manipulada  $Q_{A,e}$  usando as duas filosofias de controle de razão para variação em  $Q_{B,e}$  de 0,1 para 0,02 m<sup>3</sup>/min.

As Figuras 11.11 e 11.12 revelam que a filosofia de controle de relação da Figura 11.2 gera uma resposta não oscilatória, ao passo que o uso do controle proposto na Figura 11.5 gera uma resposta oscilatória não amortecida, confirmando a desvantagem de se usar a filosofia mostrada na Figura 11.5.

### 11.2.6 CONTROLE DA MISTURA AR/COMBUSTÍVEL EM CALDEIRAS

Sabendo-se a composição do combustível e com base na estequiometria da combustão, pode-se calcular o ar teórico ou ar estequiométrico necessário à queima do combustível. O volume do ar estequiométrico seco  $V_{ar}^o$ , dado em Nm<sup>3</sup>ar/Nm<sup>3</sup>GN, sendo “GN” gás natural, ou Nm<sup>3</sup>ar/kgOC, sendo “OC” óleo combustível, é a quantidade mínima de ar que fornece o oxigênio suficiente para a combustão completa do carbono, do hidrogênio e do enxofre, que reagem com o oxigênio formando CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O e SO<sub>2</sub>, e de quaisquer outros elementos do combustível que possam oxidar. O cálculo do volume do ar estequiométrico seco pode ser feito de diversos modos: pela equação estequiométrica, por uma fórmula simplificada, pela quantidade de O<sub>2</sub> presente no ar ou por uma fórmula empírica usando o PCI, que é o Poder Calorífico Inferior, dado em kJ/Nm<sup>3</sup>GN ou kJ/kgOC (GOULART; BARBERINO, 2003). Propõe-se lidar, aqui, com a fórmula pelo PCI devido à sua simplicidade, aplicando-a ao cálculo de  $V_{ar}^o$  para dois combustíveis diferentes: gás natural e óleo combustível.

- para gás natural:  $V_{ar}^{\circ} = \frac{1,09}{4186} PCI + 0,25$ , sendo  $PCI$  expresso em  $\text{kJ}/\text{m}^3$ ;
- para óleo combustível:  $V_{ar}^{\circ} = \frac{0,85}{4186} PCI + 2,0$  sendo  $PCI$  expresso em  $\text{kJ}/\text{kg}$ .

A título de exemplo, calcula-se  $V_{ar}^{\circ}$  para os seguintes combustíveis:

a) Gás natural:  $PCI$  a  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $1,0\text{ atm} = 35.896\text{ kJ}/\text{m}^3$

$$V_{ar}^{\circ} = \frac{1,09}{4186} PCI + 0,25 = 9,597 \frac{\text{Nm}^3 \text{ar}}{\text{Nm}^3 \text{GN}}$$

b) Óleo combustível tipo 1A – alto teor de enxofre ( $S > 2\%$ ), fornecido pela Petrobras com o nome comercial de OCA1:  $PCI$  a  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $1,0\text{ atm} = 40.488\text{ kJ}/\text{kg}$

$$V_{ar}^{\circ} = \frac{0,85}{4186} PCI + 2,0 = 10,221 \frac{\text{Nm}^3 \text{ar}}{\text{kgOC}}$$

Na prática, a combustão completa é inviável; assim, caso se use apenas o ar teórico, parte do combustível não será queimada devido à deficiência de mistura do queimador, de modo que a combustão será incompleta e o calor do combustível não queimado será perdido pela chaminé da caldeira. Para garantir uma combustão completa, usa-se uma quantidade de ar superior ao ar teórico calculado, buscando garantir que as moléculas do combustível possam encontrar o número adequado de moléculas de oxigênio para completar a combustão. Esse ar adicional é intitulado excesso de ar e normalmente é expresso como porcentagem do ar teórico, sendo que o excesso de ar mais o ar teórico é chamado de ar total (BEGA, 2003). O coeficiente de excesso de ar ( $\lambda$ ) é um modo de expressar a relação ar/combustível, tratando-se do volume de ar total na combustão ( $V_{ar}$  dado em  $\text{Nm}^3 \text{ar}/\text{kgOC}$  ou  $\text{Nm}^3 \text{ar}/\text{Nm}^3 \text{GN}$ ) e do volume de ar teórico ( $V_{ar}^{\circ}$ ):

$$\lambda = \frac{V_{ar}}{V_{ar}^{\circ}} [\text{adim.}]$$

O excesso de ar é essencial na eficiência da combustão. Um grande excesso de ar é indesejável, pois diminui a temperatura da chama e aumenta as perdas de calor devido à entalpia dos gases efluentes, reduzindo a eficiência térmica. Por outro lado, um baixo excesso de ar pode resultar em uma combustão incompleta e na formação de CO, fuligem e fumaça, além de poder acumular combustível não queimado, causando risco de explosão. O valor ótimo do excesso de ar é aquele no qual essas duas influências estejam em balanço, suficientemente baixo para minimizar a perda de calor pelos gases efluentes, sem gerar combustão incompleta. A Tabela 11.1 exibe valores típicos do coeficiente de excesso de ar para combustíveis usuais na indústria (PINHEIRO; VALLE, 1995).

**Tabela 11.1** – Coeficiente de excesso de ar para combustíveis usuais na indústria

Combustível	Coeficiente de excesso de ar ( $\lambda$ )
Bagaço de cana	1,25 a 1,35
Gás de alto forno	1,15 a 1,18
Gás de coqueria	1,07 a 1,12
Gás natural	1,05 a 1,10
Licor negro	1,05 a 1,07
Madeira	1,20 a 1,25
Óleo combustível	1,05 a 1,15

Calcula-se, a seguir, o volume de ar total na combustão  $V_{ar}$ , considerando como combustíveis o gás natural e o óleo combustível OCA1 e considerando o valor médio de  $\lambda$  da Tabela 11.1.

a) Gás natural:

$$V_{ar} = \lambda \cdot V_{ar}^o = 1,075 \cdot 9,597 = 10,317 \frac{\text{Nm}^3 \text{ar}}{\text{Nm}^3 \text{GN}}$$

b) Óleo combustível OCA1:

$$V_{ar} = \lambda \cdot V_{ar}^o = 1,10 \cdot 10,221 = 11,243 \frac{\text{Nm}^3 \text{ar}}{\text{kgOC}}$$

As malhas de controle de combustão de caldeiras, usando combustível líquido e/ou gasoso, procuram manter a pressão do vapor no interior do tubulão, variando a vazão de combustível e do ar de combustão injetados no(s) queimador(es). Portanto, nessas malhas de controle, a variável principal (*master*) é a pressão de vapor no tubulão. Quanto maior for a vazão de combustível e do ar de combustão, maior será a troca de calor e maior será a produção de vapor. Essas malhas também procuram manter a relação ar/combustível na faixa mais estreita possível, pois, conforme já citado nesta mesma subseção, o excesso de ar influencia fortemente o rendimento da caldeira. Assim, o controle de combustão empregando uma estação de relação é mostrado nas Figuras 11.14 e 11.15. Na Figura 11.14, apresenta-se a opção de controle de combustão com o combustível seguindo o ar, e na Figura 11.15, com o ar seguindo o combustível (BEGA, 2003).

Na malha da Figura 11.14, o controlador de pressão PIC gera o ponto de ajuste para o controlador de vazão do ar comprimido FIC, enquanto a vazão do ar de combustão é multiplicada pelo ganho  $K_r$  da estação de relação e enviada como valor de referência para o controlador de vazão de combustível FIC. Nessa malha podem ocorrer situações operacionais inseguras, pois, quando a carga da caldeira diminuir, o ar de combustão será diminuído antes do combustível, podendo resultar em um excesso temporário de combustível na câmara de combustão. Ela também apresenta como des-