

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**CONTRIBUIÇÃO AO ESTUDO DE
CONTROLE “PLANTWIDE”: CONTROLE
INDIRETO E COORDENAÇÃO DE
CONTROLADORES
DESCENTRALIZADOS**

Autor: Eduardo Shigueo Hori

Orientador: Prof. Dr. Wu Hong Kwong
DEQ/UFSCar

Co-orientador: Prof. Dr. Sigurd Skogestad
Chemeng/NTNU/Norway

São Carlos - SP
2005

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**CONTRIBUIÇÃO AO ESTUDO DE
CONTROLE “PLANTWIDE”: CONTROLE
INDIRETO E COORDENAÇÃO DE
CONTROLADORES
DESCENTRALIZADOS**

Autor: Eduardo Shiguelo Hori

**Tese de Doutorado apresentada ao
Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Química da Universidade
Federal de São Carlos como parte dos
requisitos necessários à obtenção do
título de Doutor em Engenharia
Química, área de concentração em
Pesquisa e Desenvolvimento de
Processos Químicos**

**São Carlos - SP
2005**

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da
Biblioteca Comunitária/UFSCar**

H811ce

Hori, Eduardo Shigueo.

Contribuição ao estudo de controle plantwide: controle indireto e coordenação de controladores descentralizados / Eduardo Shigueo Hori. -- São Carlos : UFSCar, 2005.
165 p.

Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2005.

1. Controle de processo. 2. Coordenação de controladores. 3. DMC. 4. Controle perfeito indireto. 5. Medida de complexidade I. Título.

CDD: 660.2815 (20^a)

«Det er bedre å gjøre noe du kan komme til å angre på...

- enn å angre på at du ikke gjorde det!»

(Autor desconhecido)

“É melhor fazer algo da qual você possa vir a se arrepender...

- do que se arrepender de não ter feito.”

(Tradução livre)

SUMÁRIO

SUMÁRIO	I
DEDICATÓRIA	IV
AGRADECIMENTOS	V
NOTA DO AUTOR	VI
ÍNDICE DE FIGURAS	VII
ÍNDICE DE TABELAS	IX
RESUMO	X
ABSTRACT	XI
CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO	1
1.1. MOTIVAÇÃO	2
1.2. CONTROLE “PLANTWIDE”	3
1.3. ESTRUTURA DE CONTROLE	9
1.4. DIVISÃO DA TESE	13
1.5. BIBLIOGRAFIA.....	14
CAPÍTULO 2 CONTROLE PERFEITO INDIRETO	19
RESUMO	20
ABSTRACT.....	21
2.1. INTRODUÇÃO	22
2.2. CONFIGURAÇÃO DRD (HÄGGBLÖM E WALLER, 1990).....	25
2.3. CONTROLE PERFEITO INDIRETO	28
2.4. APLICAÇÃO EM COLUNA DE DESTILAÇÃO	32
2.4.1. Coluna de destilação com vazões mássicas.....	32
2.4.2. Coluna de destilação com vazões molares	36
2.5. DISCUSSÃO 1: ERRO DE MODELAGEM	42
2.6. DISCUSSÃO 2: MEDIDAS EXTRAS E ERRO DE IMPLEMENTAÇÃO (RUÍDO)	43
2.6.1. Melhor subconjunto das medidas	44
2.6.2. Melhor combinação de todas as medidas	45
2.7. RELAÇÃO COM TRABALHOS ANTERIORES.....	46
2.7.1. Controle inferencial	46
2.7.2. Controle auto-otimizante	47
2.8. CONCLUSÕES.....	48
2.9. NOMENCLATURA	49
2.10. BIBLIOGRAFIA.....	50
CAPÍTULO 3 MINIMIZAÇÃO DOS DESVIOS DOS ESTADOS	52
RESUMO	53
ABSTRACT.....	54
3.1. INTRODUÇÃO	55
3.2. CONTROLE PERFEITO INDIRETO	56
3.3. DESVIO MÍNIMO DOS ESTADOS	59

3.4. APLICAÇÃO EM COLUNA DE DESTILAÇÃO.....	62
3.5. CONCLUSÕES.....	69
3.6. NOMENCLATURA.....	69
3.7. BIBLIOGRAFIA.....	70
CAPÍTULO 4 MEDIDA DE COMPLEXIDADE PARA DIAGRAMAS DE BLOCO	71
RESUMO.....	72
ABSTRACT.....	73
4.1. INTRODUÇÃO.....	74
4.2. DEFINIÇÕES MATEMÁTICAS DE COMPLEXIDADE DE BLOCOS ..	77
4.2.1. <i>Definição de bloco-soma e de bloco-divisão</i>	78
4.2.2. <i>Definição de complexidade 1 (incluindo blocos-soma)</i>	78
4.2.3. <i>Definição de complexidade 2 (incluindo blocos-divisão)</i>	80
4.3. EXEMPLOS.....	80
4.3.1. <i>Exemplo 1</i>	81
4.3.2. <i>Exemplo 2</i>	83
4.3.3. <i>Exemplo 3</i>	85
4.4. APLICAÇÃO AO CONTROLE PERFEITO INDIRETO.....	87
4.5. CONCLUSÕES.....	92
4.6. NOMENCLATURA.....	92
4.6. BIBLIOGRAFIA.....	93
CAPÍTULO 5 CONTROLE COORDENADO DE CONTROLADORES QDMC DESCENTRALIZADOS	96
RESUMO.....	97
ABSTRACT.....	98
5.1. INTRODUÇÃO.....	99
5.1.1. <i>Controle centralizado versus controle descentralizado</i>	99
5.1.2. <i>Controle preditivo</i>	102
5.1.3. <i>Coordenação</i>	106
5.1.4. <i>Objetivo</i>	108
5.2. METODOLOGIA.....	109
5.2.1. <i>Algoritmo de Charos e Arkun (1993)</i>	109
5.2.2. <i>Algoritmo QDMC Coordenado</i>	115
5.3. APLICAÇÃO À CAIXA DE ALIMENTAÇÃO DE UMA MÁQUINA DE PAPEL.....	117
5.4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	120
5.5. ALGORITMO DE COORDENAÇÃO DE QDMC DESCENTRALIZADO BASEADO EM CÁLCULO ITERATIVO DAS AÇÕES DE CONTROLE ..	125
5.6. CONCLUSÕES.....	130
5.7. NOMENCLATURA.....	131
5.8. BIBLIOGRAFIA.....	132
CAPÍTULO 6 APLICAÇÃO DO CONTROLADOR QDMC DESCENTRALIZADO COM COORDENAÇÃO AO SISTEMA REATOR/COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECICLO.....	135
RESUMO.....	136
ABSTRACT.....	137

6.1. INTRODUÇÃO	138
6.2. MODELAGEM MATEMÁTICA.....	143
6.3. RESPOSTA DO PROCESSO REATOR/COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECICLO A VARIAÇÕES-DEGRAU NAS VARIÁVEIS MANIPULADAS	149
6.4. APLICAÇÃO DO CONTROLE DESCENTRALIZADO COORDENADO	154
6.5. CONCLUSÕES.....	157
6.6. NOMENCLATURA	157
6.7. BIBLIOGRAFIA.....	159
CAPÍTULO 7 CONCLUSÕES FINAIS E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	162
7.1. CONCLUSÕES.....	163
7.2. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	164

DEDICATÓRIA

Dedico esta tese de doutorado a todos aqueles que me apoiaram durante a minha vida, em especial à minha família.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por todas as bênçãos que tem me dado durante toda a minha vida e, em especial, durante o doutoramento.

Agradeço a minha família e, em especial, à minha mãe e ao meu pai (*in memoriam*) por tudo o que têm feito por mim.

Agradeço ao Prof. Dr. Wu Hong Kwong por ter sido meu orientador e amigo durante o mestrado e o doutorado e pelos conselhos que me deu durante este período.

Agradeço ao Prof. Dr. Sigurd Skogestad por ter aceitado me receber em seu grupo de pesquisa pelo período de um ano. Foi uma experiência marcante na minha vida, algo que jamais esquecerei.

Agradeço aos amigos do DEQ/UFSCar pela amizade e companheirismo demonstrados durante a minha graduação, mestrado e doutorado.

Agradeço aos amigos da Igreja Adventista de São Carlos pelo apoio que me deram durante os meus 11 anos de universidade. Jamais os esquecerei.

Agradeço aos amigos da Igreja Adventista de Trondheim/Noruega pelo apoio recebido durante a minha estada na Noruega. Espero um dia poder revê-los

Agradeço ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPQ) pelo apoio financeiro fornecido durante o período de mestrado e de doutorado.

Agradeço à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pelo apoio financeiro fornecido durante o período de estada na Noruega.

NOTA DO AUTOR

O termo “plantwide” é muito utilizado neste trabalho. O autor procurou, exaustivamente, encontrar uma tradução plausível para esta palavra, porém, não encontrou nenhuma que se encaixe perfeitamente com significado original da mesma. Algumas traduções que apareceram foram: plantas inteiras, plantas complexas, plantas largas, porém nenhuma delas foi considerada satisfatória. Assim, o autor preferiu manter este termo no presente trabalho visto que, uma tradução ruim do mesmo, poderia prejudicar a compreensão do leitor.

Apesar disso, a procura por uma tradução não se encerrou, por isso estamos abertos a sugestões que possam nos auxiliar a encontrar uma expressão em português que traduza bem o significado do termo em questão.

Pelo mesmo motivo há outros termos no texto que também não foram traduzidos.

Agradeço desde já a compreensão,

Eduardo Shiguelo Hori

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 2.1. COMPARAÇÃO DINÂMICA, UTILIZANDO-SE UM MODELO NÃO-LINEAR, DE VÁRIAS CONFIGURAÇÕES DE CONTROLE.....	41
FIGURA 4.1. DEFINIÇÕES DE BLOCO-SOMA E BLOCO-DIVISÃO.	78
FIGURA 4.2. DIAGRAMA DE BLOCOS MULTIVARIÁVEL.	81
FIGURA 4.3. DUAS POSSÍVEIS REPRESENTAÇÕES DE DIAGRAMAS DE BLOCOS DA FIGURA 4.2.....	82
FIGURA 4.4. DIAGRAMA DE BLOCOS COM DOIS BLOCOS MIMO SEPARADOS.....	84
FIGURA 4.5. REPRESENTAÇÃO DOS BLOCOS 1 (A) E 2 (B) DA FIGURA 4.4.	84
FIGURA 4.6. IMPLEMENTAÇÕES EM CASCATA.....	85
FIGURA 4.7. CASO COMUM DE CONTROLE EM CASCATA ONDE A SAÍDA PRIMÁRIA y_1 DEPENDE DIRETAMENTE DAS MEDIDAS EM EXCESSO y_2	86
FIGURA 4.8. CONFIGURAÇÃO DE CONTROLE COM DUAS CAMADAS DE CONTROLE EM CASCATA.....	86
FIGURA 4.9. CONTROLE DESCENTRALIZADO DIAGONAL DE UMA PLANTA 2×2	86
FIGURA 5.1. ESTRUTURA DO GPC DESCENTRALIZADO (KATEBI E JOHNSON, 1997).	108
FIGURA 5.2 ESQUEMA DO ALGORITMO QDMC DESCENTRALIZADO SEM COORDENAÇÃO	114
FIGURA 5.3. ESQUEMA DO ALGORITMO DE CHAROS E ARKUN (1993).....	114
FIGURA 5.4. ESQUEMA DO ALGORITMO QDMC DESCENTRALIZADO COM COORDENAÇÃO.	117
FIGURA 5.5. ESQUEMA DA CAIXA DE ALIMENTAÇÃO.....	118
FIGURA 5.6. RESPOSTA DA VARIÁVEL CONTROLADA 1 A VARIAÇÕES NO SET-POINT E NO DISTÚRBIO.	122
FIGURA 5.7. RESPOSTA DA VARIÁVEL CONTROLADA 2 A VARIAÇÕES NO “SET POINT” E NO DISTÚRBIO.....	122
FIGURA 5.8. MOVIMENTO DA VARIÁVEL MANIPULADA u_1	123
FIGURA 5.9. MOVIMENTOS DA VARIÁVEL MANIPULADA u_2	123
FIGURA 5.10. ESQUEMA DO ALGORITMO QDMC DESCENTRALIZADO COORDENADO.	127
FIGURA 5.11. COMPARAÇÃO DAS RESPOSTAS DA VARIÁVEL CONTROLADA y_1 AO SE UTILIZAR OS ALGORITMOS MODIFICADOS 1 E 2.....	128
FIGURA 5.12. COMPARAÇÃO DAS RESPOSTAS DA VARIÁVEL CONTROLADA y_2 AO SE UTILIZAR OS ALGORITMOS MODIFICADOS 1 E 2.....	128
FIGURA 5.13. COMPARAÇÃO DAS AÇÕES DA VARIÁVEL MANIPULADA u_1 AO SE UTILIZAR OS ALGORITMOS MODIFICADOS 1 E 2.....	129
FIGURA 5.14. COMPARAÇÃO DAS AÇÕES DA VARIÁVEL MANIPULADA u_1 AO SE UTILIZAR OS ALGORITMOS MODIFICADOS 1 E 2.....	129
FIGURA 6.1. REATOR E COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECICLO.....	144
FIGURA 6.2. MALHAS DE CONTROLE USADAS NO PROCESSO REATOR/COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECICLO.	151

FIGURA 6.3. RESPOSTA DAS VARIÁVEIS CONTROLADAS A UMA VARIAÇÃO-DEGRAU NA TEMPERATURA DA CAMISA (T_c).	152
FIGURA 6.4. RESPOSTA DAS VARIÁVEIS CONTROLADAS A UMA VARIAÇÃO-DEGRAU NA VAZÃO DE VAPOR (V).	153
FIGURA 6.5. RESPOSTA DAS VARIÁVEIS CONTROLADAS A UMA VARIAÇÃO-DEGRAU NA VAZÃO DE REFLUXO DA COLUNA DE DESTILAÇÃO (L_1).	153
FIGURA 6.6. RESPOSTA DA TEMPERATURA DO REATOR (y_1) A VARIAÇÕES NO “SET POINT” E NOS DISTÚRBIOS.	155
FIGURA 6.7. RESPOSTA DA COMPOSIÇÃO DO PRODUTO DE FUNDO DA COLUNA DE DESTILAÇÃO (y_2) A VARIAÇÕES NO “SET POINT” E NOS DISTÚRBIOS.	155
FIGURA 6.8. RESPOSTA DA COMPOSIÇÃO DO DESTILADO DA COLUNA DE DESTILAÇÃO (y_3) A VARIAÇÕES NO “SET POINT” E NOS DISTÚRBIOS.	156

ÍNDICE DE TABELAS

TABELA 1.1. PROCEDIMENTO PARA O PROJETO DE ESTRUTURA DE CONTROLE "PLANTWIDE" (SKOGESTAD, 2004).....	12
TABELA 2.1. VALORES DOS PARÂMETROS E CONDIÇÃO DO ESTADO ESTACIONÁRIO PARA A COLUNA DE DESTILAÇÃO.	39
TABELA 3.1. VALORES DE $\ G^{x^*}\ $, $\ G_d^{x^*}\ $ E $\ [G^{x^*} \quad G_d^{x^*}] \ $ PARA TODAS AS COMBINAÇÕES.....	65
TABELA 3.2. VALORES DAS MATRIZES G^{x^*} E $G_d^{x^*}$ PARA AS QUATRO COMBINAÇÕES.	66
TABELA 3.2. VALORES DAS MATRIZES G^{x^*} E $G_d^{x^*}$ PARA AS QUATRO COMBINAÇÕES (CONTINUAÇÃO).....	67
TABELA 4.1. COMPARAÇÕES ENTRE AS DEFINIÇÕES DE COMPLEXIDADE.	87
TABELA 5.1. VALORES DOS PARÂMETROS DA CAIXA DE ALIMENTAÇÃO.	120
TABELA 5.2. CONDIÇÕES INICIAIS DA CAIXA DE ALIMENTAÇÃO.....	120
TABELA 5.3. COMPARAÇÃO DO DESEMPENHO DOS ALGORITMOS USANDO O ÍNDICE IAE.....	124
TABELA 6.1. VALORES DOS PARÂMETROS E CONDIÇÃO DO ESTADO ESTACIONÁRIO PARA O SISTEMA DE REAÇÃO/SEPARAÇÃO COM RECICLO.....	145
TABELA 6.2. MALHAS DE CONTROLE DA ESTRUTURA DE LUYBEN (1994).....	150
TABELA 6.3. VALORES DO ÍNDICE DE PERFORMANCE IAE DE CADA UMA DAS SAÍDAS CONTROLADAS (y_1 , y_2 E y_3) E A SOMA DOS IAES.....	156
TABELA 6.4. VALORES DO ÍNDICE DE PERFORMANCE ISE DE CADA UMA DAS SAÍDAS CONTROLADAS (y_1 , y_2 E y_3) E A SOMA DOS ISES.	157

RESUMO

O projeto de sistemas de controle de plantas inteiras (“plantwide”) tem recebido muita atenção nos últimos anos. As plantas químicas modernas são, usualmente, formadas por centenas de processos elementares e operações unitárias interconectados. Dessa forma, essas plantas são, normalmente, caracterizadas e dominadas por instalações enormes, altamente integradas e automatizadas, com muitas correntes de reciclo e menos inventários. Todos esses fatores levam a grandes interações entre as unidades, causadas pelo reciclo de material e de energia, e, portanto, à necessidade de perspectivas de controle que não se restrinjam a unidades individuais. O procedimento de projeto de sistemas de controle dessas plantas inteiras não é muito claro e a literatura ainda é escassa sobre o assunto, comparativamente com o projeto de controladores de unidades simples. Dessa forma, um grande desafio para o Engenheiro Químico nas últimas décadas tem sido o projeto de sistemas de controle que operem com segurança e atinjam os objetivos de desempenho necessários para o controle dessas plantas complexas. Por esses motivos, o principal objetivo deste trabalho é estudar o problema do controle “plantwide” visando, em particular, a escolha de variáveis a serem controladas e a coordenação de diversos controladores descentralizados de forma a evitar ações de controle conflitantes. Os resultados apresentados nesta tese mostram que o objetivo do trabalho foi alcançado com sucesso, visto que há uma contribuição significativa ao estudo de controle “plantwide”.

ABSTRACT

The design of plantwide control systems has received increasing attention in the last years. The modern chemical plants usually consist of hundreds of interconnected elementary processes and unit operations (large scale complex systems). These plants are usually characterized and dominated by large and highly integrated and automatized installations, with several recycle streams, more heat integration and fewer inventories. All these factors lead to high interactions among the subunits caused by material and energy recycle and, consequently to the need for a perspective beyond individual units. The plantwide system control design procedure is not clear and the literature is scarce about this issue, comparatively with simple unit design. In this way, a large challenge for the Chemical Engineer in the last decades has been designing control systems that operate with safety and bring the performance objectives needed to control these complex plants. The main objective of this project is to study the plantwide control problem aiming, particularly, the choice of controlled variables and the coordination of several decentralized controllers to avoid conflicting control actions. The results presented in this thesis show that the work objective was reached successfully, due to a significant contribution to plantwide control study.

Capítulo 1

Introdução

1.1. MOTIVAÇÃO

As plantas químicas têm se tornado cada vez mais complexas e integradas, devido, principalmente, à crescente utilização de reciclo nos processos e à integração energética. Com essa complexidade, o projeto de processos químicos seguros e lucrativos tem se tornado um desafio cada vez maior e isso exige a existência de estruturas de controle bem projetadas, de forma a melhorar o desempenho da planta.

Com isso, a síntese de sistemas de controle “plantwide” tem recebido grande atenção nos últimos anos. O propósito do controle “plantwide” é prover uma estrutura global para o controle coordenado de muitas variáveis importantes de um processo multi-unidades, incluindo toda a produção da planta e o controle da qualidade do produto. O principal incentivo para este estudo é a coordenação das tarefas dos diferentes controladores locais, tal que se possa alcançar redução substancial no custo de estocagem de produtos intermediários (Lyman e Georgakis, 1995).

O estudo de controle "plantwide" tem sido feito, basicamente, visando estruturas de controle, onde se procura a melhor forma de se descentralizar um dado processo químico. Porém, poucos trabalhos tratam da coordenação das ações de controle entre estas subunidades.

Em vista disso, o objetivo deste trabalho é tanto o estudo de estruturas de controle como a coordenação de vários controladores de sistemas descentralizados. São estudadas formas de se descentralizar a planta química em subunidades (estrutura de controle) e, posteriormente, maneiras de se coordenar os

diversos controladores descentralizados de forma a manusear as interações existentes entre os mesmos.

1.2. CONTROLE “PLANTWIDE”

O controle "plantwide" refere-se ao estudo do controle de uma planta inteira, que consiste de muitas operações unitárias interconectadas (Zheng et al., 1999). Entretanto, uma planta química pode ter milhares de variáveis medidas e de possíveis malhas de controle. Dessa forma, o termo “plantwide” não significa o ajuste e a ação de cada uma destas malhas, mas sim a *filosofia de controle* de toda a planta, com ênfase nas decisões estruturais. A decisão estrutural inclui a seleção/localização de manipuladores e medidas, assim como a decomposição de todo o problema em subproblemas menores (configuração de controle) (Larsson e Skogestad, 2000).

Assim, o propósito do controle “plantwide” é prover uma estrutural global para o controle coordenado de muitas variáveis importantes de um processo multi-unidades, incluindo toda a produção da planta e o controle da qualidade do produto. O principal incentivo para este estudo é a coordenação das tarefas dos diferentes controladores locais, tal que se possa alcançar redução substancial no custo de estocagem de produtos intermediários (Lyman e Georgakis, 1995).

A solução clássica para se resolver o problema de controle “plantwide” consistia, no passado, em “quebrar” o problema todo em uma série de problemas menores de controle ao redor de operações unitárias individuais do processo. Para que esta solução funcione bem, o projetista deve prover tanques de estocagem de

materiais entre as unidades, os quais serviriam para isolar uma unidade das características dinâmicas das demais. Estes tanques de estocagem precisam ser grandes, sendo, portanto, muito custosos. Assim, eles contribuem para o alto custo do capital, aumentam o tempo total de processamento do material e ocupam valiosos espaços da planta. Grandes estoques de materiais, possivelmente perigosos, também apresentam riscos à segurança e ao meio ambiente e, a sua possível degradação e contaminação poderiam afetar significativamente a qualidade do produto. Além disso, a existência de grandes quantidades de materiais dificulta possíveis mudanças de produção entre diferentes produtos ou grau de pureza dos produtos. Nestes casos, o uso de estruturas de controle “plantwide” efetivas pode levar a significativas reduções no tamanho destes tanques de estocagem ou, se possível, eliminá-los do projeto da planta (Lyman e Georgakis, 1995).

O controle “plantwide” possui certas características próprias (Stephanopoulos e Ng, 2000), as quais não são encontradas no projeto de sistemas com unidades simples, tais como:

- as variáveis a serem controladas por um sistema de controle “plantwide” não são tão claras ou facilmente definidas como para unidades simples;
- as decisões de controle locais, feitas dentro do contexto de unidades simples, podem ter efeitos em toda a planta;
- o tamanho do problema de controle “plantwide” é significativamente maior que o de unidades simples, tornando sua solução consideravelmente mais difícil.

Enquanto que intensivas pesquisas têm sido conduzidas, nas últimas décadas, no controle de operações unitárias individuais, relativamente pouca atenção foi dada ao controle “plantwide” (Zheng et al.,1999). Porém, nos últimos anos, a síntese de sistemas de controle “plantwide” tem recebido atenção cada vez maior, com a apresentação de muitos trabalhos a este respeito (Ramchandram et al., 1992; Fonyo, 1994; Lyman e Georgakis, 1995; Lausch et al., 1998; Zheng et al.,1999; Stephanopoulos e Ng, 2000; Castro e Doyle III, 2002; entre outros).

Este interesse resulta do fato de que plantas cada vez mais integradas, especialmente considerando o aspecto energético, estão conduzindo a problemas de controle mais desafiadores (McAvoy, 1998).

As propostas de síntese de sistemas de controle “plantwide” têm variado desde aquelas naturalmente heurísticas (Tyréus e Luyben, 1993; Luyben e Luyben, 1995) até aquelas baseadas em otimização (Narraway e Perkins, 1993 e 1994; Heath et al., 2000; Kookos e Perkins, 2001). Além disso, tem-se estudado muito o efeito do reciclo em controle “plantwide” (Luyben, 1993a-c; Miszey e Kalmar, 1996; Belanger e Luyben, 1997; Wu e Yu, 1997; Chodavarapu e Zheng, 2001).

O trabalho pioneiro em controle “plantwide” foi feito por Buckley (1964), que introduziu o conceito de “controle dinâmico de processo”. Ele propôs decompor o problema com base nas diferenças das escalas de tempo. Assim, para unidades em série, a estrutura de controle de inventário deve ser a primeira a ser projetada e, após isso, projeta-se a estrutura de controle da qualidade do produto. Dessa forma, as dinâmicas rápida (controle de inventário) e lenta (controle da

qualidade do produto) da planta são consideradas em diferentes estágios no projeto do sistema de controle.

Downs (1992) apresentou uma metodologia para o projeto de um sistema de controle de qualidade em um ambiente “plantwide”. Ele menciona que a operação do sistema de separação é ponto central no controle dos inventários dos componentes em um processo. Ele sugeriu que o desenvolvimento do sistema de controle para sistemas de separação seja consistente com os objetivos de operação “plantwide” globais. Muitos exemplos foram apresentados, ilustrando a necessidade de projetar o sistema de controle de qualidade deste modo, de forma a permitir que o inventário de cada componente em uma planta seja auto-regulatório. Isto é um ponto importante a se considerar ao se projetar um sistema de controle de coluna de destilação, para plantas contendo correntes de reciclo, pois alguns sistemas de controle que são efetivos para operações unitárias simples, podem falhar em um ambiente “plantwide” (Belanger e Luyben, 1997).

McAvoy (1998) apresentou uma metodologia geral para avaliar a viabilidade de estratégias de controle “plantwide”. A proposta é baseada no uso de matrizes de ganho em estado estacionário que incluem a velocidade de mudança de variáveis integrantes, tais como níveis de líquido. O RGA (“Relative Gain Array”) (Bristol, 1966) e o índice Niederlinski (Niederlinski, 1971) são usados para avaliar potenciais estratégias de controle de nível. A metodologia foi aplicada ao processo Tennessee Eastman (Downs e Vogel, 1993), mostrando que a grande maioria das potenciais estratégias de controle de nível são problemáticas para esta planta.

Zheng et al. (1999) propuseram um procedimento hierárquico para sintetizar estruturas de controle "plantwide" ótimas com base na minimização de fatores de ponderação econômicos. Seu procedimento decompõe o problema em uma hierarquia de decisões. Em cada nível hierárquico, as decisões são feitas com base econômica. O procedimento é dividido em 6 etapas:

- Verificação da viabilidade de robustez em estado estacionário: esta etapa assegura que as restrições do problema de otimização sejam possíveis em estado estacionário;
- Seleção de variáveis controladas;
- Projeto de estruturas de controle em estado estacionário;
- Síntese de estrutura de controle dinâmica;
- Classificação econômica;
- Simulações dinâmicas.

Um índice de controlabilidade ν , introduzido por Zheng e Mahajanam (1999), foi usado para quantificar o custo associado à controlabilidade dinâmica. Este procedimento foi aplicado a um sistema contendo reator, separador e reciclo.

Zhu et al. (2000) propuseram uma estratégia de controle "plantwide" baseada na integração de controle preditivo com modelo linear (LMPC) e controle preditivo com modelo não-linear (NMPC). O método híbrido é aplicável a plantas que possam ser decompostas em subsistemas aproximadamente lineares e subsistemas altamente não-lineares que interagem entre si via vazões mássicas e energéticas. O LMPC é aplicado aos subsistemas lineares e o NMPC é aplicado aos subsistemas não-lineares. A estratégia híbrida de controle LMPC-NMPC proposta consiste de quatro etapas:

1. Análise das não-linearidades do processo;
2. Decomposição da planta em subsistemas lineares e não-lineares;
3. Aplicação do LMPC aos subsistemas lineares e do NMPC aos subsistemas não-lineares;
4. Coordenação dos controladores lineares e não-lineares.

A coordenação dos controladores lineares e não-lineares baseia-se na solução do problema LMPC usando um modelo linear para a planta toda e não somente do subsistema linear. A vantagem desta proposta é que a dependência do problema LMPC da solução NMPC é completamente eliminada. Assim, o problema LMPC pode ser resolvido independentemente. É enfatizado que somente a solução do LMPC para o subsistema linear é utilizado; os movimentos das manipuladas para o subsistema não-linear não são implementados. A solução do LMPC é usada para calcular a solução do NMPC para o subsistema não-linear. As desvantagens desta proposta são que uma aproximação linear do subsistema não-linear é introduzida e um problema LMPC de maior dimensão precisa ser resolvido. Os resultados da simulação de um processo de reação e separação com reciclo mostraram que a performance do controlador MPC híbrido foi comparável ao do controlador NMPC e superior ao LMPC convencional. Além disso, o esforço computacional (tempo de execução) do controlador híbrido LMPC-NMPC foi muito menor que o esforço do controlador NMPC para a planta toda.

1.3. ESTRUTURA DE CONTROLE

Um dos problemas mais desafiadores para um engenheiro químico é projetar um processo químico que opere com segurança, de forma lucrativa e que consiga atingir os objetivos de controle. Sujeito a condições de mercado, variação nas matérias-primas, diferentes especificações de produto e outros distúrbios externos, a planta química deveria operar suavemente sobre um vasto intervalo de regimes de operação para permanecer lucrativo. A existência de tal ambiente dinâmico, ao redor de uma planta química em operação, exige a existência de estruturas de controle bem projetadas para manter ou melhorar a operação da planta de forma “on-line”, em termos econômicos, regulatórios e em aspectos de segurança (Arkun e Stephanopoulos, 1980).

É reconhecido que a seleção da estrutura de controle pode afetar dramaticamente o desempenho do controlador. Porém, o número de possíveis estruturas de controle pode ser enorme, especialmente em problemas de controle "plantwide", o que torna inviável a comparação exaustiva do desempenho de cada estrutura. Para se resolver este problema, muito esforço tem sido despendido no desenvolvimento de algoritmos eficientes e de baixo esforço computacional, para uma rápida seleção das melhores estruturas de controle (Kookos e Lygeros, 1998).

Em uma série de artigos, Stephanopoulos e seus colaboradores (Morari et al., 1980; Morari e Stephanopoulos, 1980a e b; Arkun e Stephanopoulos, 1980; Arkun e Stephanopoulos, 1981) apresentaram o problema da formulação da estrutura de controle como um problema de otimização.

Na primeira parte da série (Morari et al., 1980), os autores apresentaram uma formulação unificada para o problema de sintetizar estruturas de controle

para processos químicos. De acordo com os autores, uma estrutura de controle é formada pelos seguintes elementos:

- um conjunto de variáveis que deve ser controlado para se atingir um conjunto de objetivos especificados;
- um conjunto de variáveis que pode ser medido para propósito de controle;
- um conjunto de variáveis manipuladas;
- uma estrutura interconectando as variáveis medidas e manipuladas.

Na segunda parte da série, Morari e Stephanopoulos (1980a) utilizaram modelos estruturais para descrever as interações entre as unidades da planta e os fenômenos físico-químicos que ocorrem nas várias unidades. Além disso, eles utilizaram os conceitos de controlabilidade e observabilidade estruturais (Lin, 1974) como critério de seleção de entradas e saídas.

Na terceira parte, Morari e Stephanopoulos (1980b) apresentaram um critério de seleção de medidas secundárias, para usá-las em controle inferencial, nos casos em que as variáveis primárias de controle não possam ser medidas diretamente. Essas variáveis são usadas, em conjunto com estimadores, para se inferir o valor das variáveis não medidas, pela minimização do erro de estimativa. Eles propõem quatro critérios de seleção, baseados em um estimador de estado. O primeiro critério assume um modelo em estado estacionário e minimiza o erro causado pelas entradas não-medidas; o segundo critério minimiza a influência das imprecisões do modelo; o terceiro e o quarto critérios minimizam o erro de estimativa quando um estimador estático for utilizado para o sistema dinâmico.

Nas duas últimas partes da série, Arkun e Stephanopoulos (1980 e 1981) formularam o projeto de controle otimizante em estado estacionário para uma

unidade simples (Arkun e Stephanopoulos, 1980) e, depois, estenderam esta formulação para uma planta química em larga escala interconectada (Arkun e Stephanopoulos, 1981).

McAvoy (1999) apresentou uma proposta para sintetizar arquiteturas de controle “plantwide”, que faz uso de modelos em estado estacionário e de otimização. O algoritmo divide a síntese em dois estágios. O primeiro problema a ser resolvido (estágio 1) envolve o controle de variáveis que devem ser mantidas constantes por segurança ou por outras razões. Então, um problema de otimização é resolvido para se determinar quais variáveis manipuladas devem ser usadas no controle da vazão de produto e controle da composição (estágio 2). O problema de otimização a ser resolvido é um problema MILP (“Mixed-Integer Linear Programming”), que visa selecionar as variáveis manipuladas para cada estágio.

Skogestad (2004) discute um procedimento sistemático para o projeto de estruturas de controle para plantas inteiras (controle “plantwide”). O procedimento é apresentado resumidamente pela Tabela 1.1.

Tabela 1.1. Procedimento para o projeto de estrutura de controle "plantwide"
(Skogestad, 2004)

Etapa	Comentários, análise de ferramentas e modelos requeridos
(I) Análise descendente ("top-down")	
1. Definição dos objetivos operacionais Identificar restrições operacionais e identificar preferencialmente uma função-custo escalar J a ser minimizada.	
2. Variáveis manipuladas e graus de liberdade Identificar os graus de liberdade estacionários e dinâmicos	Pode necessitar equipamentos extras se a análise mostrar que há poucos graus de liberdade.
3. Variáveis controladas primárias Quais variáveis (primárias) c dever-se-ia controlar? - controlar restrições ativas - Graus de liberdade remanescentes: controlar variáveis cujos "set points" constantes resultem em baixa perda (econômica) quando ocorrerem distúrbios	Análise econômica em estado estacionário: - Definição de custo e restrições - Otimização dos graus de liberdade estacionários para vários distúrbios (fornece as restrições ativas) - Avaliação da perda com "set points" constantes
4. Vazão de produto Onde a vazão de produto deveria ser ajustada? (escolha muito importante pois esta determina a estrutura do sistema de controle de inventário remanescente).	A localização ótima segue da otimização estacionária (etapa 3), mas pode modificar dependendo das condições de operação.
(II) Projeto ascendente ("bottom-up") (com variáveis controladas e manipuladas dadas)	
5. Camada de controle regulatório 5.1. Estabilização 5.2. Rejeição local de distúrbio Propósito: "Estabilizar" a planta usando controladores de "baixa" complexidade (controladores PID de malha simples) tais que: 1- a planta não se desvie muito de seu ponto de operação nominal 2- a camada supervisória (ou os operadores) pode lidar com o efeito dos distúrbios nas saídas primárias ($y_1 = c$) Principal problema estrutural: O que mais (y_2) se deveria controlar? - Selecionar variáveis controladas secundárias (medidas) y_2 Pareá-las com variáveis manipuladas m , evitando m 's que saturem (atinjam restrições)	5.1. Análise de vetores de pólo (Havre e Skogestad, 1998) para selecionar variáveis medidas e entradas manipuladas para controle estabilizante. 5.2. Análise de planta parcialmente controladas: controlar medidas secundárias (y_2) de forma que a sensibilidade dos estados (x) aos distúrbios seja pequena em frequências intermediárias. Modelo: Modelo dinâmico linear multivariável. Estado estacionário geralmente sem importância
6. Camada de controle supervisório Propósito: Manter as saídas (primárias) controladas $y_1 = c$ em seus "set points" ótimos usando, como graus de liberdade (entradas), os "set points" y_{2s} para a camada de controle regulatório e quaisquer variáveis manipuladas não-usadas. Principal problema estrutural: Controle centralizado ou descentralizado? 6a. Controle descentralizado (malha simples) Possivelmente com adição de "feed-forward" e controle de razão ("ratio") - Pode usar controladores PI ou PID simples - Problema estrutural: escolher o pareamento de entradas e saídas 6b. Controle multivariável Usualmente com tratamento explícito de restrições (MPC) Problema estrutural: Tamanho de cada aplicação multivariável	6a. Controle descentralizado: Preferido para processos não-iterativos e casos em que as restrições ativas permanecem constantes Análise de pareamento: Parear com RGA próximo à matriz identidade na frequência de "crossover", desde que não seja negativo no estado estacionário. Use CLDG para uma análise mais detalhada 6b. Controle multivariável: 1- usar para processos iterativos e para fácil tratamento de controle "feedforward" 2- usar MPC com tratamento de restrições para mover suavemente durante a mudança de restrições ativas (evita a lógica necessária no esquema descentralizado 5a) Modelo: Veja item 5
7. Camada de otimização Propósito: Identificar restrições ativas e computar "set points" ótimos c_s para variáveis controladas Principal problema estrutural: É necessário otimização em tempo real?	Modelo: Modelo não-linear em estado estacionário mais custos e restrições
8. Validação	Simulação dinâmica não-linear de partes críticas

O procedimento é dividido em duas partes principais:

1. Análise descendente (“top-down”): inclui definição dos objetivos operacionais e considerações de graus de liberdade disponíveis para atingir estes objetivos (etapas 1-4 da Tabela 1.1);
2. Projeto ascendente (“bottom-up”) do sistema de controle começando com a camada de controle estabilizante (etapas 5-8 da Tabela 1.1).

Esta tese se concentra na segunda parte da Tabela 1.1, em especial na etapa 5. Além disso, sugere-se incluir na Tabela 1.1 uma etapa entre a camada de controle supervisorio (etapa 6) e a camada de otimização (etapa 7). Esta etapa seria a etapa de coordenação, assim o procedimento total seria formado por 9 etapas.

1.4. DIVISÃO DA TESE

A tese é dividida da seguinte forma:

No Capítulo 1 mostra-se que o estudo de controle “plantwide” é muito importante para o controle de plantas químicas complexas devido à, cada vez maior, integração entre as diversas unidades do processo. Além disso, diversos trabalhos relacionados ao estudo de controle “plantwide” e escolha de estruturas de controle são apresentados.

O Capítulo 2 trata do controle perfeito indireto, onde se mostra uma forma de se obter controle perfeito indireto com rejeição perfeita dos distúrbios e desacoplamento, pelo menos em estado estacionário. É mostrado que isso se torna possível caso se tenha uma quantidade suficiente de variáveis medidas

independentes. Esse resultado é similar ao DRD (“Disturbance Rejection and Decoupling”) apresentado por Häggblöm e Waller (1990), porém com a vantagem de ter uma formulação mais simples e ser aplicável a qualquer processo.

O Capítulo 3 trata da minimização dos efeitos dos distúrbios e do erro de implementação nos estados com o objetivo de “estabilizar” a planta.

O Capítulo 4 mostra a importância de se projetar sistemas de controle que tenham baixa complexidade. Para isso é necessário que se desenvolvam formas de se medir essas complexidades com o intuito de se poder comparar as complexidades de dois sistemas distintos. Assim, neste capítulo, é sugerida uma possível forma de se mensurar a complexidade de um diagrama de blocos.

O Capítulo 5 trata da etapa adicional sugerida pelo autor (ver seção 1.3), a etapa de coordenação. Neste capítulo é apresentada uma forma de se coordenar as ações de controle de diversos controladores QDMC descentralizados com o uso das predições feitas pelos mesmos.

No Capítulo 6 é feita a aplicação do algoritmo de coordenação apresentado no Capítulo 5 ao processo reator/coluna de destilação com reciclo. Neste capítulo confirma-se a eficiência do algoritmo de coordenação proposto no Capítulo 5.

O Capítulo 7 apresenta as conclusões finais da tese de doutorado e faz algumas sugestões para futuros trabalhos em controle “plantwide”.

1.5. BIBLIOGRAFIA

ARKUN, Y.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical processes: Part IV. Design of steady-state optimizing control structures for chemical process units. *AIChE Journal*, v. 26, n. 6, p. 975-991, 1980.

- ARKUN, Y.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical processes: Part V. Design of steady-state optimizing control structures for integrated chemical plants. AICHE Journal, v. 27, n. 5, p. 779-793, 1981.
- BELANGER, P. W.; LUYBEN, W. L. Inventory control in processes with recycle. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 36, p. 706-716, 1997.
- BRISTOL, E. On a new measure of interaction for multivariable process control. IEEE Transactions on Automatic Control, AC-11, p. 133-134, 1966.
- BUCKLEY, P. S. *Techniques of Process Control*. New York: Wiley, 1964.
- CASTRO, J. J.; DOYLE III, F. J. Plantwide control of the fiber line in a pulp mill. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 41, n. 5, p. 1310-1320, 2002.
- CHODAVARAPU, S. K.; ZHENG, A. Control system design for recycle systems. Journal of Process Control, v. 11, p. 459-468, 2001.
- DOWNS, J. J. Distillation control in a plantwide control environment. In: *Practical Distillation Control*; Luyben, W. L. Ed.; Van Nostrand Reinhold: New York, p. 413-439, 1992.
- DOWNS, J. J.; VOGEL, E. F. A Plant-wide Industrial Process Control Problem. Computers and Chemical Engineering, v. 17, n. 3, p. 245-255, 1993.
- FONYO, Z. Design modifications and proper plantwide control. Computers and Chemical Engineering, v. 18, Suppl., p. S483-S492, 1994.
- HÄGGBLÖM, K. E.; WALLER, K. V. Control structures for disturbance rejection and decoupling in distillation. Aiche Journal, v. 36, n. 7, p. 1107-1113, 1990.
- HAVRE, K.; SKOGESTAD, S. Selection of variables for regulatory control using pole vectors. In: Proceedings of the IFAC Symposium, Corfu, Greece, DYCOPS-5, p. 614-619.
- HEATH, J.; KOOKOS, I.; PERKINS, J. Process control structure based on economics. AICHE Journal, v. 46, p. 1998, 2000.
- KOOKOS, I. K.; LYGEROS, A. I. An algorithmic method for control structure selection based on the RGA and RIA interaction measures. Chemical Engineering Research and Design, v. 76, Part A, p. 458-464, 1998.
- KOOKOS, I. K.; PERKINS, J. D. Heuristic-based mathematical programming framework for control structure selection. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 40, p. 2079-2088, 2001.

- LARSSON, T.; SKOGESTAD, S. Plantwide control – a review and a new design procedure. Modelling, Identification and Control, v. 21, n. 04, p. 209-240, 2000.
- LAUSCH, H. R.; WOZNY, G.; WUTKEWICZ, M.; WENDELER, H. Plant-wide control of an industrial process. Chemical Engineering Research and Design, v. 76, Part A, p. 185-192, 1998.
- LIN, C. T. Structural controllability. IEEE Transactions on Automatic Control, AC-19, p. 201, 1974.
- LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems. 1. Simple open-loop and closed-loop systems. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, p. 466-475, 1993a.
- LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems. 2. Comparison of alternative process designs. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, p. 476-486, 1993b.
- LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems. 3. Alternative process designs in a ternary system. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, p. 1142-1153, 1993c.
- LUYBEN, M. L.; LUYBEN, W. L. Design and control of a complex process involving two reaction steps, three distillation columns, and two recycle streams. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 34, p. 3885-3898, 1995.
- LYMAN, P. R.; GEORGAKIS, C. Plant-wide control of the Tennessee Eastman problem. Computers and Chemical Engineering, v. 19, n. 3, p. 321-331, 1995.
- MCAVOY, T. J. A methodology for screening level control structures in plantwide control systems. Computers and Chemical Engineering, v. 22, n. 11, p. 1543-1552, 1998.
- MCAVOY, T. J. Synthesis of plantwide control systems using optimization. Industrial and Engineering Chemical Research, v. 38, p. 2984-2994, 1999.
- MISZEY, P.; KALMAR, I. Effects of recycle on control of chemical processes. Computers and Chemical Engineering, v. 20, Suppl. B, p. S883-S888, 1996.
- MORARI, M.; ARKUN, Y.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical processes. Part I: formulation of the problem. Process decomposition and the classification of the control tasks. Analysis of the optimizing control structures. AIChE Journal, v. 26, n. 2, p. 220-232, 1980.

- MORARI, M.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical processes. Part II: structural aspects and the synthesis of alternative feasible control schemes. AICHE Journal, v. 26, n. 2, p. 232-246, 1980a.
- MORARI, M.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical processes. Part III: optimal selection of secondary measurements within the framework of state estimation in the presence of persistent unknown disturbances. AICHE Journal, v. 26, n. 2, p. 247-260, 1980b.
- NARRAWAY, L. T.; PERKINS, J. D. Selection of process control structure based on linear dynamic economics. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, p. 2681-2692, 1993.
- NARRAWAY, L. T.; PERKINS, J. D. Selection of process control structure based on economics. Computers and Chemical Engineering, v. 18, p. S511-S515, 1994.
- NIEDERLINSKI, A. A heuristic approach to the design of linear multivariable control systems. Automatica, v. 7, p. 691, 1971.
- RAMCHANDRAN, B.; RIGGS, J. B.; HEICHELHEIM, H. R. Nonlinear plant-wide control: application to a supercritical fluid extraction process. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 31, p. 290-300, 1992.
- SKOGESTAD, S. Control structure design for complete chemical plants. Computers and Chemical Engineering, n. 1-2, v. 28, p. 219-234, 2004.
- STEPHANOPOULOS, G.; NG, C. Perspectives on the synthesis of plant-wide control structures. Journal of Process Control, v. 10, p. 97-111, 2000.
- TYRÉUS, B. D.; LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems. 4. Ternary systems with one or two recycle systems. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, p. 1154-1162, 1993.
- WU, K. L.; YU, C. C. Operability for processes with recycles: Interaction between design and operation with application to the Tennessee Eastman challenge process. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 36, p. 2239-2251, 1997.
- ZHENG, A.; MAHAJANAM, R. V. A quantitative controllability index and its applications. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 38, p. 999-1006, 1999.
- ZHENG, A.; MAHAJANAM, R. V.; DOUGLAS, J. M. Hierarchical procedure for plantwide control system synthesis. AICHE Journal, v. 45, n. 6, p. 1255-1265, 1999.

ZHU, G. Y.; HENSON, M. A.; OGUNNAIKE, B. A. A hybrid model predictive control strategy for nonlinear plant-wide control. Journal of Process Control, v. 10, p. 449-458, 2000.

Capítulo 2

Controle Perfeito Indireto

Este capítulo é uma versão estendida do seguinte trabalho:

HORI, E. S.; SKOGESTAD, S.; ALSTAD, V. Perfect steady state indirect control. Submetido para publicação em Industrial and Engineering Chemistry Research, 2004.

HORI, E. S.; SKOGESTAD, S.; KWONG, W. H. Seleção de combinação de variáveis medidas para utilização em controle perfeito indireto. In: II Congresso de Pós-Graduação/UFSCar, 2003.

RESUMO

O controle indireto é comumente usado em aplicações industriais onde a variável controlada primária não é medida. Este capítulo considera o caso do “controle perfeito indireto”, onde se procura controlar uma combinação de variáveis medidas disponíveis de forma que os distúrbios não tenham efeito nas variáveis primárias, pelo menos em estado estacionário. É mostrado que isto é sempre possível desde que o número de variáveis medidas independentes seja igual ou maior que o número de variáveis independentes (variáveis manipuladas mais distúrbios). É mostrado mais adiante como medidas extras podem ser usadas para minimizar o efeito do ruído de medida. Os resultados neste capítulo também provêm uma ligação com resultados prévios em controle inferencial, rejeição perfeita do distúrbio e desacoplamento (DRD) e controle auto-otimizante.

ABSTRACT

Indirect control is commonly used in industrial applications where the primary controlled variable is not measured. This chapter considers the case of “perfect indirect control” where one attempts to control a combination of the available measurements such that there is no effect of disturbances in the primary variables, at least in the steady-state. It is shown that this is always possible provided the number of measurements is equal to the number of independent variables (inputs plus disturbances). It is further shown how extra measurements may be used to minimize the effect of measurement noise. The results in this paper also provide a nice link to previous results on inferential control, perfect disturbance rejection and decoupling (DRD) and self-optimizing control.

2.1. INTRODUÇÃO

O controle indireto (Skogestad e Postlethwaite, 1996) ocorre quando não se pode controlar as saídas “primárias” y_1 (por exemplo, porque elas não são medidas de forma “online”) e, ao invés disso, controla-se indiretamente y_1 pelo controle de variáveis “secundárias” c (geralmente denominadas y_2) (Skogestad e Postlethwaite, 1996). Mais precisamente:

Controle indireto ocorre quando se quer manter (indiretamente) as variáveis y_1 perto de seus “set points” y_{1s} , pelo controle de variáveis secundárias c em “set points” constantes c_s .

O controle perfeito indireto insere-se na etapa 5 da Tabela 1.1, onde o objetivo é selecionar variáveis controladas secundárias (y_2)

Nota em relação ao uso dos termos variáveis controladas “primárias” e “secundárias”: O uso destes termos é relativo e depende de qual camada se está na hierarquia de controle. Quando visto a partir do topo do sistema de controle, o objetivo pode ser controlar as saídas primárias y_1 e, assim, as variáveis controladas selecionadas $y_2 = c$ (as quais são o foco deste capítulo) são as saídas “secundárias”. Porém, para se controlar c usam-se geralmente, como variáveis manipuladas, os “set points” de um sistema de controle de nível mais baixo e, visto dessa forma, as variáveis c são as saídas primárias e as variáveis controladas no nível inferior são as saídas secundárias.

Controle indireto é discutido com mais detalhes em Skogestad e Postlethwaite (1996) [páginas 406-407, 422-423]. Um exemplo simples de controle indireto é o controle da temperatura (c) numa coluna de destilação de forma a se conseguir, indiretamente, o controle da composição (y_1).

Um exemplo menos óbvio de controle indireto é a seleção de configurações de controle em colunas de destilação. O objetivo aqui é reduzir o efeito dos distúrbios nas saídas primárias (composições do produto) mantendo-se constante as vazões e/ou razões entre vazões. Por exemplo, na configuração LV os níveis do condensador e do refeedor são controlados de tal forma que as vazões L (vazão de refluxo) e V (vazão de vapor) são deixadas como variáveis livres para a camada de controle acima. Porém, mantê-las constantes (selecionando L e V como c) resulta em um controle ruim das composições do produto (y_1) quando há distúrbios nas vazões. Ao invés disso pode-se usar a configuração $(L/D)(V/B)$. Neste caso, manter L/D e V/B constantes resulta em bom controle de y_1 quando há distúrbio nas vazões, mas não resulta em um bom controle quando há variações na composição da alimentação (por exemplo, Skogestad et al. (1990)). Para melhorar neste ponto, Häggblöm e Waller (1990) propuseram a configuração DRD (rejeição de distúrbio e desacoplamento), o qual motivou parcialmente os resultados apresentados abaixo.

Denota-se, neste capítulo, o conjunto y como as variáveis candidatas para controle indireto. Referir-se-á o conjunto todo de y como sendo as “medidas”, mas note que se inclui, neste conjunto, as variáveis manipuladas originais (entradas) (por exemplo, L , V , D e B para uma coluna de destilação). Neste

trabalho o objetivo é selecionar, como variáveis controladas “secundárias” (\mathbf{c}), a “melhor” combinação linear das variáveis medidas \mathbf{y} :

$$\Delta \mathbf{c} = \mathbf{H} \Delta \mathbf{y} \quad (2.1)$$

Em outras palavras, quer-se encontrar a matriz \mathbf{H} . No caso mais simples, medidas individuais \mathbf{y} são selecionadas como sendo as variáveis controladas “secundárias” \mathbf{c} e a matriz \mathbf{H} consiste de zeros e uns. Porém, geralmente permitem-se combinações (funções) das medidas disponíveis \mathbf{y} e, assim, \mathbf{H} se torna uma matriz “cheia”. Neste trabalho é mostrado que, caso se tenha tantas medidas independentes entre si quanto são as variáveis independentes (entradas mais distúrbios) pode-se, então, sempre obter “controle perfeito indireto” com rejeição perfeita do distúrbio e uma resposta desacoplada dos “set points” \mathbf{c}_s (as “novas” entradas) para as variáveis primárias \mathbf{y}_1 .

O controle indireto pode ser visto como um caso especial de “controle auto-otimizante” (“self-optimizing control”, Halvorsen et al. 2003). Isto se torna claro a partir da definição:

Controle auto-otimizante (Skogestad, 2000) é quando se pode atingir uma perda máxima (econômica) aceitável com valores de “set point” constantes para as variáveis controladas \mathbf{c} (sem a necessidade de se re-otimizar a planta quando ocorrem distúrbios).

Na maioria dos casos, a “perda” é uma perda econômica, mas para controle indireto é o desvio do “set point”, isto é $L_p = \|\mathbf{y}_1 - \mathbf{y}_{1s}\|$. As implicações de se ver o controle indireto como um caso especial de controle auto-otimizante são discutidas mais adiante neste capítulo.

Uma outra idéia relacionada é o controle inferencial (Weber e Brosilow, 1972). Porém, em controle inferencial a idéia básica é usar as medidas y para estimar as variáveis primárias y_1 , enquanto que o objetivo do controle indireto é controlar diretamente uma combinação das medidas y .

2.2. CONFIGURAÇÃO DRD (HÄGGBLÖM E WALLER, 1990)

Hägglöm e Waller (1990) apresentaram o DRD (“disturbance rejection and decoupling”) com o objetivo de obter uma estrutura de controle com rejeição perfeita do distúrbio e desacoplamento. Para isso eles usaram transformações do modelo do processo de forma a converter uma estrutura de controle em outra. A metodologia apresentada por eles é bem complexa e de difícil compreensão. Além disso, o resultado obtido é restrito à coluna de destilação.

Eles partiram do seguinte modelo em estado estacionário:

$$\begin{bmatrix} \Delta y \\ \Delta x \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} K_{yL}^{LV} & K_{yV}^{LV} \\ K_{xL}^{LV} & K_{xV}^{LV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} K_{yF}^{LV} & K_{yz}^{LV} \\ K_{xF}^{LV} & K_{xz}^{LV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta F \\ \Delta z \end{bmatrix} \quad (2.2)$$

$$\begin{bmatrix} \Delta D \\ \Delta B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} K_{DL}^{LV} & K_{DV}^{LV} \\ K_{BL}^{LV} & K_{BV}^{LV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} K_{DF}^{LV} & K_{Dz}^{LV} \\ K_{BF}^{LV} & K_{Bz}^{LV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta F \\ \Delta z \end{bmatrix} \quad (2.3)$$

onde as variáveis K representam os ganhos em estado estacionário. Eles mostraram que este modelo, para a estrutura de controle LV , pode ser transformado em modelos de outras estruturas de controle. Como exemplo foi mostrado que a estrutura DV pode ser obtida a partir da estrutura LV da seguinte forma:

$$\begin{bmatrix} K_{yD}^{DV} & K_{yV}^{DV} \\ K_{xD}^{DV} & K_{xV}^{DV} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{K_{yL}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} & K_{yV}^{LV} - K_{yL}^{LV} \frac{K_{DV}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} \\ \frac{K_{xL}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} & K_{xV}^{LV} - K_{xL}^{LV} \frac{K_{DV}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} \end{bmatrix} \quad (2.4)$$

$$\begin{bmatrix} K_{yF}^{DV} & K_{yz}^{DV} \\ K_{xF}^{DV} & K_{xz}^{DV} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} K_{yF}^{LV} - K_{yL}^{LV} \frac{K_{DF}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} & K_{yz}^{LV} - K_{yL}^{LV} \frac{K_{Dz}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} \\ K_{xF}^{LV} - K_{xL}^{LV} \frac{K_{DF}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} & K_{xz}^{LV} - K_{xL}^{LV} \frac{K_{Dz}^{LV}}{K_{DL}^{LV}} \end{bmatrix} \quad (2.5)$$

Para derivar a fórmula geral para a transformação entre estruturas, as Equações (2.2) e (2.3) podem ser escritas de forma compacta como:

$$\begin{bmatrix} \Delta \mathbf{y} \\ \Delta \mathbf{v} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{K}_{yu} \\ \mathbf{K}_{vu} \end{bmatrix} \Delta \mathbf{u} + \begin{bmatrix} \mathbf{K}_{yw} \\ \mathbf{K}_{vw} \end{bmatrix} \Delta \mathbf{w} \quad (2.6)$$

onde $\mathbf{y} = [y \ x]^T$, $\mathbf{v} = [D \ B]^T$, $\mathbf{u} = [L \ V]^T$ e $\mathbf{w} = [F \ z]^T$.

Considerando-se a seguinte transformação linear:

$$\begin{bmatrix} \Delta \nu \\ \Delta \mu \\ \Delta \omega \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{H}_{\nu v} & \mathbf{H}_{\nu u} & \mathbf{H}_{\nu w} \\ \mathbf{H}_{\mu v} & \mathbf{H}_{\mu u} & \mathbf{H}_{\mu w} \\ \mathbf{0} & \mathbf{0} & \mathbf{H}_{\omega w} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta \mathbf{v} \\ \Delta \mathbf{u} \\ \Delta \mathbf{w} \end{bmatrix} \quad (2.7)$$

Esta transformação produz o seguinte modelo:

$$\begin{bmatrix} \Delta \mathbf{y} \\ \Delta \nu \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{K}_{y\mu} \\ \mathbf{K}_{\nu\mu} \end{bmatrix} \Delta \mu + \begin{bmatrix} \mathbf{K}_{y\omega} \\ \mathbf{K}_{\nu\omega} \end{bmatrix} \Delta \omega \quad (2.8)$$

onde os ganhos são dados por:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{K}_{y\mu} \\ \mathbf{K}_{\nu\mu} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{K}_{yu} \\ \mathbf{H}_{\nu w} + \mathbf{H}_{\nu v} \mathbf{K}_{vu} \end{bmatrix} \left(\mathbf{H}_{\mu u} + \mathbf{H}_{\mu v} \mathbf{K}_{vu} \right)^{-1} \quad (2.9)$$

$$\begin{bmatrix} \mathbf{K}_{y\omega} \\ \mathbf{K}_{v\omega} \end{bmatrix} = \left\{ \begin{bmatrix} \mathbf{K}_{yw} \\ \mathbf{H}_{vw} + \mathbf{H}_{v\mu}\mathbf{K}_{\mu v} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \mathbf{K}_{y\mu} \\ \mathbf{K}_{v\mu} \end{bmatrix} (\mathbf{H}_{\mu w} + \mathbf{H}_{\mu v}\mathbf{K}_{vw}) \right\} \mathbf{H}_{\omega w}^{-1} \quad (2.10)$$

De acordo com Häggblöm e Waller (1990), uma estrutura insensível a distúrbios (no estado estacionário) deve ter:

$$\mathbf{K}_{y\omega} = 0 \quad (2.11)$$

Além disso, seria interessante ter uma estrutura sem interações, isto é:

$$\mathbf{K}_{y\mu} = \mathbf{I} \quad (2.12)$$

Inserindo a Equação (2.12) na parte superior da Equação (2.9) obtêm-se:

$$\mathbf{H}_{\mu u} + \mathbf{H}_{\mu v}\mathbf{K}_{vu} = \mathbf{K}_{yu} \quad (2.13)$$

Combinando as Equações (2.11) e (2.12) com a parte superior da Equação (2.10) obtêm-se:

$$\mathbf{H}_{\mu w} + \mathbf{H}_{\mu v}\mathbf{K}_{vw} = \mathbf{K}_{yw} \quad (2.14)$$

Se \mathbf{K}_{vw} for invertível, então uma solução pode ser obtida para $\mathbf{H}_{\mu w} = 0$. Isto significa que os distúrbios não precisam ser medidos (Häggblöm e Waller, 1990). Assim, as Equações (2.13) e (2.14) resultam em:

$$\mathbf{H}_{\mu v} = \mathbf{K}_{yw}\mathbf{K}_{vw}^{-1} \quad (2.15)$$

$$\mathbf{H}_{\mu u} = \mathbf{K}_{yu} - \mathbf{K}_{yw}\mathbf{K}_{vw}^{-1}\mathbf{K}_{vu} \quad (2.16)$$

A Equação (2.7), com $\mathbf{H}_{\mu w} = 0$, fornece a definição das novas variáveis manipuladas primárias μ :

$$\Delta\mu = \mathbf{H}_{\mu u} \Delta\mathbf{u} + \mathbf{H}_{\mu v} \Delta\mathbf{v} \quad (2.17)$$

As variáveis manipuladas secundárias \mathbf{v} não mudam.

Como a estrutura de controle originalmente descrita na Equação (2.7) é a estrutura LV , $\mathbf{u} = [L \ V]$. Estas variáveis podem ser calculadas a partir da Equação (2.17):

$$\Delta\mathbf{u} = \mathbf{H}_{\mu u}^{-1} (\Delta\mu - \mathbf{H}_{\mu v} \Delta\mathbf{v}) \quad (2.18)$$

onde os valores de $\Delta\mu$ são dados pelos controladores de composição e os valores de $\Delta\mathbf{v}$ são medidos.

Maiores detalhes da formulação do DRD podem ser encontrados no trabalho de Häggblöm e Waller (1990).

Como visto nesta seção, o desenvolvimento de Häggblöm e Waller (1990) se mostra muito complicado e restritivo. Na próxima seção será apresentado um desenvolvimento mais simples e generalizado para quaisquer processos químicos.

2.3. CONTROLE PERFEITO INDIRETO

Considere um problema regulatório onde o objetivo é manter as variáveis controladas primárias \mathbf{y}_1 em seus “set points” \mathbf{y}_{1s} . Tem-se também:

\mathbf{u} - entradas (variáveis independentes disponíveis para controle de \mathbf{y}_1)

\mathbf{d} - distúrbios (variáveis independentes que não podem ser controladas)

\mathbf{y} - medidas disponíveis

Definição do problema: Encontrar um conjunto de variáveis controladas (secundárias) $\mathbf{c} = \mathbf{h}(\mathbf{y})$ tal que uma política de “set point” constante indiretamente resulte, indiretamente, em controle aceitável das saídas primárias (\mathbf{y}_1).

As seguintes suposições são feitas:

- o número de variáveis controladas é igual ao número de entradas ($\#c = \#u$). Assim é sempre possível ajustar \mathbf{u} para se obter $\mathbf{c} = \mathbf{c}_s$.
- considera-se ambiente local baseado em modelos lineares.
- considera-se somente ambiente em estado estacionário.
- despreza-se o erro de controle (incluindo ruído de medida), isto é, assume-se que se possa atingir $\mathbf{c} = \mathbf{c}_s$.
- assume-se também que o ponto de operação nominal ($\mathbf{u}^*, \mathbf{d}^*$) seja ótimo, isto é, no ponto nominal (onde $\mathbf{d} = \mathbf{d}^*$ e $\mathbf{c} = \mathbf{c}_s$) tem-se $\mathbf{y}_1^* = \mathbf{y}_{1s}$.

Os modelos lineares relacionando estas variáveis são:

$$\Delta \mathbf{y} = \mathbf{G}^y \Delta \mathbf{u} + \mathbf{G}_d^y \Delta \mathbf{d} = \tilde{\mathbf{G}}^y \begin{pmatrix} \Delta \mathbf{u} \\ \Delta \mathbf{d} \end{pmatrix} \quad (2.19)$$

$$\Delta \mathbf{y}_1 = \mathbf{G}_1 \Delta \mathbf{u} + \mathbf{G}_{d1} \Delta \mathbf{d} = \tilde{\mathbf{G}}_1 \begin{pmatrix} \Delta \mathbf{u} \\ \Delta \mathbf{d} \end{pmatrix} \quad (2.20)$$

$$\Delta \mathbf{c} = \mathbf{G} \Delta \mathbf{u} + \mathbf{G}_d \Delta \mathbf{d} = \tilde{\mathbf{G}} \begin{pmatrix} \Delta \mathbf{u} \\ \Delta \mathbf{d} \end{pmatrix} \quad (2.21)$$

onde $\Delta \mathbf{u} = \mathbf{u} - \mathbf{u}^*$, etc. A partir da Equação (2.21) obtém-se as entradas $\Delta \mathbf{u}$ necessárias para se obter uma dada variação em $\Delta \mathbf{c}$:

$$\Delta \mathbf{u} = \mathbf{G}^{-1} \Delta \mathbf{c} - \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d \Delta \mathbf{d} \quad (2.22)$$

A substituição da Equação (2.22) em (2.20) produz a variação correspondente nas variáveis primárias:

$$\Delta \mathbf{y}_1 = \underbrace{\mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{-1}}_{\mathbf{P}_c} \Delta \mathbf{c} + \underbrace{(\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d)}_{\mathbf{P}_d} \Delta \mathbf{d} \quad (2.23)$$

O "ganho parcial do distúrbio" \mathbf{P}_d fornece o efeito dos distúrbios em \mathbf{y}_1 com controle ("parcial") em malha fechada das variáveis \mathbf{c} , enquanto que \mathbf{P}_c fornece o efeito em \mathbf{y}_1 das variações em \mathbf{c} (por exemplo, devido a variações do "setpoint" em \mathbf{c}_s).

Idealmente, se quer encontrar um conjunto de variáveis controladas $\Delta \mathbf{c} = \mathbf{H} \Delta \mathbf{y}$ tais que $\mathbf{P}_d = 0$. Isto é sempre possível desde que se tenha um número suficiente de medidas \mathbf{y} e que se tenha graus de liberdade adicionais, os quais podem ser usados, por exemplo, para se especificar \mathbf{P}_c . Por exemplo, pode ser desejável que se tenha $\mathbf{P}_c = \mathbf{I}$, porque isto fornece (pelo menos em estado estacionário) uma resposta desacoplada de \mathbf{c}_s (as quais são as "novas entradas") para as variáveis controladas primárias \mathbf{y}_1 (isto é equivalente a se impor $\mathbf{K}_{y\mu} = \mathbf{I}$, ver Equação 2.12).

"Controle perfeito indireto" (redefinição do problema): Encontrar uma combinação linear das medidas, $\Delta \mathbf{c} = \mathbf{H} \Delta \mathbf{y}$, tal que, em estado estacionário, se

tenha rejeição perfeita do distúrbio ($\mathbf{P}_d = 0$) e uma resposta especificada a variações no "set point" (isto é $\mathbf{P}_c = \mathbf{P}_{c0}$, onde \mathbf{P}_{c0} é uma matriz dada).

Fazem-se as seguintes suposições adicionais:

1. o número de variáveis controladas secundárias (independentes) é igual ao número de variáveis primárias ($\#c = \#y_1$), tal que \mathbf{P}_{c0} seja invertível.
2. o número de medidas (independentes) é igual ao número de entradas mais distúrbios ($\#y = \#u + \#d$), tal que a matriz $\tilde{\mathbf{G}}^y$ seja invertível.

Para resolver este problema tem-se que:

$$\mathbf{G} = \mathbf{H}\mathbf{G}^y \text{ e } \mathbf{G}_d = \mathbf{H}\mathbf{G}_d^y \quad (2.24)$$

Procura-se por uma matriz \mathbf{H} tal que $\mathbf{P}_d = 0$. Esta equação tem, geralmente, um número infinito de soluções em \mathbf{H} . Tem-se, porém, graus de liberdade adicionais que podem ser usados para se especificar \mathbf{P}_c . Isto nos fornece uma restrição adicional $\mathbf{G}_1\mathbf{G}^{-1} = \mathbf{P}_{c0}$, ou equivalentemente:

$$\mathbf{G} = \mathbf{H}\mathbf{G}^y = \mathbf{P}_{c0}^{-1}\mathbf{G}_1 \quad (2.25)$$

Como $\mathbf{P}_d = 0$, tem-se que $\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{P}_{c0}\mathbf{G}_d = \mathbf{0}$, ou equivalentemente:

$$\mathbf{G}_d = \mathbf{H}\mathbf{G}_d^y = \mathbf{P}_{c0}^{-1}\mathbf{G}_{d1} \quad (2.26)$$

A combinação das Equações (2.25) e (2.26) resulta em:

$$\mathbf{H}\tilde{\mathbf{G}}^y = \mathbf{P}_{c0}^{-1}\tilde{\mathbf{G}}_1 \quad (2.27)$$

onde

$$\tilde{\mathbf{G}}_1 = [\mathbf{G}_1 \quad \mathbf{G}_{d1}], \quad \tilde{\mathbf{G}}^y = [\mathbf{G}^y \quad \mathbf{G}_d^y] \quad (2.28)$$

$\tilde{\mathbf{G}}_1$ e $\tilde{\mathbf{G}}^y$ representam os efeitos combinados de \mathbf{u} e \mathbf{d} nas saídas primárias \mathbf{y}_1 e nas medidas \mathbf{y} , respectivamente. Por suposição, tem-se tantas medidas independentes quantas são as entradas e os distúrbios, assim $\tilde{\mathbf{G}}^y$ é invertível. Resolvendo-se a Equação (2.27) tem-se a seguinte escolha ótima única para \mathbf{H} que resulta em $\mathbf{P}_d = 0$:

$$\mathbf{H} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}} \quad (2.29)$$

a qual é a solução do problema redefinido.

Além disso, pode-se especificar $\mathbf{P}_d = \mathbf{P}_{d0}$ (onde \mathbf{P}_{d0} é dado e pode ser não-zero) e a escolha resultante para \mathbf{H} se torna:

$$\mathbf{H} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \hat{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}} \quad (2.30)$$

onde

$$\hat{\mathbf{G}}_1 = [\mathbf{G}_1 \quad \mathbf{G}_{d1} - \mathbf{P}_{d0}] \quad (2.31)$$

2.4. APLICAÇÃO EM COLUNA DE DESTILAÇÃO

2.4.1. Coluna de destilação com vazões mássicas

Os resultados de Häggblöm e Waller (1990), ver seção 2.2, provêm um interessante caso especial dos resultados da seção 2.3 e motivaram a sua

derivação. Häggblöm e Waller (1990) mostraram que se pode derivar uma configuração de controle DRD que atinja:

1. rejeição perfeita do distúrbio com as novas malhas fechadas (isto é, $\mathbf{P}_d = 0$);
2. resposta desacoplada das novas variáveis manipuladas para as saídas primárias (isto é, $\mathbf{P}_c = \mathbf{I}$).

Häggblöm e Waller (1990) derivaram isto para modelos de coluna de destilação e não tentaram generalizar seus resultados. Porém, pode-se mostrar que seus resultados são um caso especial dos resultados apresentados na seção 2.3 com a seguinte escolha de variáveis:

$$\mathbf{y}_1 = \begin{bmatrix} y_D \\ x_B \end{bmatrix}, \mathbf{y} = \begin{bmatrix} L \\ V \\ D \\ B \end{bmatrix}, \mathbf{u} = \begin{bmatrix} L \\ V \end{bmatrix}, \mathbf{d} = \begin{bmatrix} F \\ z_F \end{bmatrix} \quad (2.32)$$

Comentários:

1. As saídas primárias \mathbf{y}_1 são as composições dos produtos (produtos de fundo e topo);
2. As variáveis medidas são $\mathbf{y} = \mathbf{u}_0$, onde $\mathbf{u}_0 = [L \ V \ D \ B]^T$ (vazões) são as entradas manipuladas originais da coluna de destilação;
3. As entradas \mathbf{u} (um subconjunto de \mathbf{u}_0) são as duas entradas remanescentes após satisfazer as restrições do estado estacionário de M_B e M_D constantes (os níveis do refeedor e do condensador não têm efeito no estado estacionário). Na Equação (2.32) selecionou-se $\mathbf{u} = [L \ V]^T$, mas não importa

quais são as duas variáveis escolhidas para incluir em \mathbf{u} , pois as matrizes resultantes são bem-definidas;

4. Os distúrbios são a vazão e a composição da alimentação.

Note que na Equação (2.32) são permitidas somente vazões como medidas, $\mathbf{y} = \mathbf{u}_0$. Isto implica que se quer atingir controle indireto mantendo constantes as combinações das vazões. Isto requer, implicitamente, que a composição da alimentação z_F tenha um efeito em, no mínimo, uma das vazões. Isto é geralmente satisfeito na prática nos casos em que \mathbf{u}_0 represente vazões mássicas ou volumétricas, mas isto não é satisfeito no caso “acadêmico” em que se usa a suposição de vazões molares constantes (balanço de energia simplificado) e se assume que seja possível manipular vazões molares¹.

Com a escolha de variáveis da Equação (2.32), a combinação de variáveis $\Delta \mathbf{c} = \mathbf{H} \Delta \mathbf{y}$ (combinações das medidas) torna-se:

$$\begin{aligned}\Delta c_1 &= h_{11} \Delta L + h_{12} \Delta V + h_{13} \Delta D + h_{14} \Delta B \\ \Delta c_2 &= h_{21} \Delta L + h_{22} \Delta V + h_{23} \Delta D + h_{24} \Delta B\end{aligned}\tag{2.33}$$

e a matriz \mathbf{H} obtida a partir da Equação (2.29) é idêntica àquela da configuração DRD em Häggblöm e Waller (1990). Como um exemplo específico, considere o modelo de uma planta piloto de uma coluna de destilação etanol/água de 15 pratos estudada por Häggblöm e Waller (1990). O modelo em estado estacionário para a estrutura LV (com $\mathbf{u} = [L \quad V]^T$) é:

¹ A composição da alimentação não afeta as vazões no caso acadêmico comum com “vazões molares constantes” e o uso de vazões molares como entradas (\mathbf{u}_0). Aqui a suposição de “vazões molares constantes” (balanço de energia simplificado) é razoável em muitos casos, mas a suposição de “variáveis de entrada molares” é irrealista porque não se pode, na prática, medir vazões molares.

$$\begin{bmatrix} \Delta y_D \\ \Delta x_B \end{bmatrix} = \mathbf{G}_1 \begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \end{bmatrix} + \mathbf{G}_{dl} \begin{bmatrix} \Delta F \\ \Delta z_F \end{bmatrix} \quad (2.34)$$

$$\mathbf{y} = \begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \\ \Delta D \\ \Delta B \end{bmatrix} = \mathbf{G}^y \begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \end{bmatrix} + \mathbf{G}_d^y \begin{bmatrix} \Delta F \\ \Delta z_F \end{bmatrix} \quad (2.35)$$

Para se comparar as duas metodologias utilizou-se as mesmas matrizes de ganho encontradas no trabalho de Häggblöm e Waller (1990), representadas pelas Equações (2.36) e (2.37):

$$\mathbf{G}_1 = \begin{bmatrix} -0.045 & 0.048 \\ -0.23 & 0.55 \end{bmatrix} \quad \mathbf{G}_{dl} = \begin{bmatrix} -0.001 & 0.004 \\ -0.16 & -0.65 \end{bmatrix} \quad (2.36)$$

$$\mathbf{G}^y = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \\ -0.61 & 1.35 \\ 0.61 & -1.35 \end{bmatrix} \quad \mathbf{G}_d^y = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0.056 & 1.08 \\ 0.944 & -1.08 \end{bmatrix} \quad (2.37)$$

A partir da Equação (2.12) deriva-se a seguinte combinação de variáveis que resulta em rejeição perfeita dos distúrbios com desacoplamento (DRD):

$$\mathbf{H} = \begin{bmatrix} -0.0427 & 0.0430 & 0.0025 & -0.0012 \\ -0.5971 & 1.3625 & -0.7281 & -0.1263 \end{bmatrix} \quad (2.38)$$

a qual é idêntica à estrutura DRD encontrada em Häggblöm e Waller (1990).

Nota-se que esta derivação é muito mais simples. Em adição, os resultados apresentados generalizam os de Häggblöm e Waller (1990) em duas formas:

1. Os resultados são generalizados para outras medidas além da escolha $y = \mathbf{u}_0$. Por exemplo, é possível derivar uma configuração DRD baseada em se manter constante duas combinações de quatro temperaturas medidas;
2. Os resultados são generalizados para outros processos além de destilação.

2.4.2. Coluna de destilação com vazões molares

A metodologia foi também aplicada a uma coluna de destilação com 82 estados (41 composições e 41 níveis). O processo possui também 4 variáveis manipuladas (vazão de refluxo (L), vazão de vapor (V), vazão de destilado (D) e vazão de produto de fundo (B)). Além disso, considera-se que tenhamos dois distúrbios (vazão de alimentação (F) e fração de líquido na alimentação (q_F)). Como as vazões utilizadas neste exemplo são molares, a composição de alimentação não foi utilizada como distúrbio, visto que esta não afeta os níveis molares (ver nota 1 da página 34). As Equações (2.39) a (2.52) apresentam o modelo da coluna de destilação utilizado nesta seção.

Modelo da coluna de destilação

- Refervedor ($i = 1$)

$$\frac{dM_B}{dt} = L_2 - V - B \quad (2.39)$$

$$M_B \frac{dx_B}{dt} = L_2(x_2 - x_B) + V(x_B - y_B) \quad (2.40)$$

- Seção de esgotamento ($i = 2 \dots n_f - 1$)

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} - L_i + V_{i-1} - V_i \quad (2.41)$$

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = L_{i+1}(x_{i+1} - x_i) + V_{i-1}(y_{i-1} - x_i) + V_i(x_i - y_i) \quad (2.42)$$

- Prato de alimentação ($i = n_f$)

$$\frac{dM_{n_f}}{dt} = L_{n_f+1} - L_{n_f} + V_{n_f-1} - V_{n_f} + F \quad (2.43)$$

$$M_{n_f} \frac{dx_{n_f}}{dt} = L_{n_f+1}(x_{n_f+1} - x_{n_f}) + V_{n_f-1}(y_{n_f-1} - x_{n_f}) + V_{n_f}(x_{n_f} - y_{n_f}) + F(z_F - x_{n_f}) \quad (2.44)$$

- Seção de retificação ($i = n_f + 1 \dots n_s - 1$)

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} - L_i + V_{i-1} - V_i \quad (2.45)$$

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = L_{i+1}(x_{i+1} - x_i) + V_{i-1}(y_{i-1} - x_i) + V_i(x_i - y_i) \quad (2.46)$$

- Condensador ($i = n_s$)

$$\frac{dM_D}{dt} = V_{n_s-1} - L_T - D \quad (2.47)$$

$$M_D \frac{dx_D}{dt} = V_{n_s-1}(y_{n_s-1} - x_D) \quad (2.48)$$

- Equilíbrio líquido-vapor (VLE)

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + (\alpha - 1)x_i} \quad (2.49)$$

- Hidráulica de pratos

$$L_i = L_{0_i} + \frac{M_i - M_{0_i}}{\beta} + (V_{i-1} - V_{0_{i-1}}) \lambda \quad (2.50)$$

onde L_{0_i} e M_{0_i} são os valores nominais para a vazão de líquido e para o “hold up” no estágio i .

Como neste trabalho trabalhar-se-á com vazões molares constantes e sem dinâmica de vapor, então as seguintes expressões para as vazões de vapor são válidas:

Para $i = 2 \dots (n_f - 1)$ e $i = (n_f + 1) \dots n_s$

$$V_i = V_{i-1} \quad (2.51)$$

Para $i = n_f$ (prato de alimentação)

$$V_{n_f} = V_{n_f-1} + F(1 - q_F) \quad (2.52)$$

A Tabela 2.1 apresenta os valores dos parâmetros utilizados e a condição do estado estacionário da coluna de destilação.

Tabela 2.1. Valores dos parâmetros e condição do estado estacionário para a coluna de destilação.

Coluna de destilação		
Vazão de alimentação da coluna (F)	1,0	Kmol/h
Composição da alimentação da coluna (z_F)	0,5	Kmol/Kmol
Fração de líquido da alimentação (q_F)	1,0	Kmol/Kmol
Vazão do refluxo (L_T)	2,7	Kmol/h
Vazão do produto de fundo (B)	0,5	Kmol/h
Vazão de vapor (V)	3,2	Kmol/h
Vazão do destilado (D)	0,5	Kmol/h
Composição do destilado (x_D)	0,99	Kmol/Kmol
Composição do fundo (x_B)	0,01	Kmol/Kmol
Número de estágios (n_s)	41	
Estágio de alimentação (n_f)	21	
Volatilidade relativa (α)	1,5	
Constante de tempo hidráulica (β)	0,063	h
Volume do refeedor (M_B)	0,5	Kmol
Volume do tanque de refluxo (M_D)	0,5	Kmol
Volume de líquido em cada prato (M_i)	0,5	Kmol

A planta é estabilizada pelo controle dos níveis da base (M_B) e do topo (M_D) da coluna utilizando-se, respectivamente, as manipuladas B e D .

Consideramos que temos, as composições de topo e de fundo (y_D e x_B , respectivamente) como sendo as variáveis primárias. As variáveis medidas são as vazões L , V , D e B . Assim, queremos encontrar combinações lineares das variáveis medidas de forma a rejeitar perfeitamente o efeito do distúrbio nas variáveis primárias. Considerou-se também que a matriz \mathbf{P}_{e0} seja igual à matriz identidade.

O modelo linear em estado estacionário do processo é dado por:

$$\underbrace{\begin{bmatrix} \Delta y_D \\ \Delta x_B \end{bmatrix}}_{\Delta y_1} = \mathbf{G}_1 \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \end{bmatrix}}_{\Delta u} + \mathbf{G}_{d1} \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta F \\ \Delta q_F \end{bmatrix}}_{\Delta d} \quad (2.53)$$

$$\underbrace{\begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \\ \Delta D \\ \Delta B \end{bmatrix}}_{\Delta y} = \mathbf{G}^y \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \end{bmatrix}}_{\Delta u} + \mathbf{G}_d^y \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta F \\ \Delta q_F \end{bmatrix}}_{\Delta d} \quad (2.54)$$

onde:

$$\mathbf{G}_1 = \begin{bmatrix} 87.4275 & -86.0648 \\ 108.5777 & -109.9454 \end{bmatrix} \quad \mathbf{G}_{d1} = \begin{bmatrix} 7.8669 & 8.6654 \\ 11.7322 & 10.9353 \end{bmatrix} \quad (2.55)$$

$$\mathbf{G}^y = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \\ -1 & 1 \\ 1 & -1 \end{bmatrix} \quad \mathbf{G}_d^y = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & -0.1 \\ 0.2 & 0.1 \end{bmatrix} \quad (2.56)$$

Como resultado obteve-se a seguinte combinação de variáveis:

$$\begin{bmatrix} \Delta c_1 \\ \Delta c_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.7738 & 0.5889 & -47.3191 & 39.3346 \\ -0.7755 & -0.5923 & -50.6923 & 58.6609 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta L \\ \Delta V \\ \Delta D \\ \Delta B \end{bmatrix} \quad (2.57)$$

Após obter a combinação de variáveis, comparou-se esta nova configuração de controle com algumas configurações muito comuns em destilação: LV, LB e DV. Aqui, considera-se que uma configuração é LV quando se utilizam as variáveis manipuladas D e B para controlar os níveis do topo e do fundo da coluna deixando, assim, as manipuladas L e V como graus de liberdade disponíveis, ou seja, L e V são mantidas constantes. No caso da configuração LB, utilizada-se D e V para controle de nível e, no caso DV, utiliza-se L e B .

Cabe ressaltar que, nas simulações que são apresentadas na Figura 2.1, fechou-se somente as malhas correspondentes aos níveis M_B e M_D restando, assim, 2 graus de liberdade.

No caso da combinação de variáveis, as vazões são manipuladas de forma a manter as novas variáveis c_1 e c_2 (ver Equação (2.57)) constantes. Neste caso não há perda de graus de liberdade visto que os valores dos “setpoints” de c_1 e c_2 podem ser utilizados como variáveis manipuladas.

A Figura 2.1 apresenta simulações, utilizando-se um modelo não-linear, comparando as 4 configurações de controle apresentadas. Aqui foi aplicada uma variação degrau (+10%) na vazão de alimentação F . Como pode ser visto, a combinação de variáveis resulta, como esperado, em uma perfeita rejeição do efeito do distúrbio nas variáveis primárias x_B e y_D , apesar delas não serem diretamente controladas. Cabe ressaltar que as curvas LV e DV estão sobrepostas.

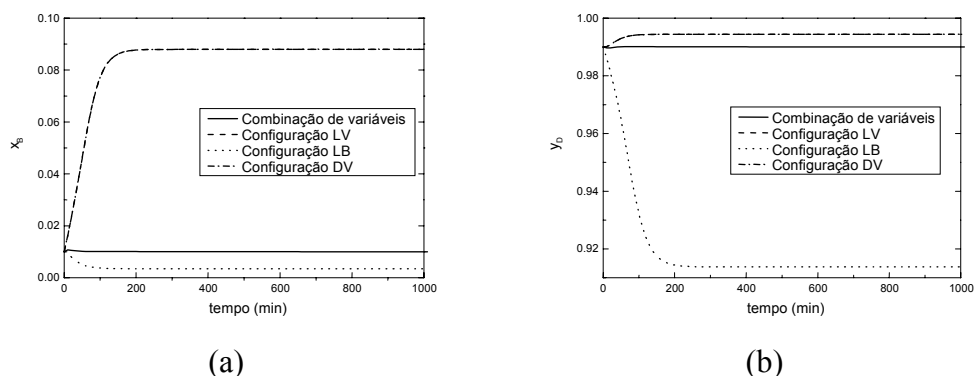


Figura 2.1. Comparação dinâmica, utilizando-se um modelo não-linear, de várias configurações de controle.

2.5. DISCUSSÃO 1: ERRO DE MODELAGEM

Um ponto importante a ser discutido é o efeito do erro de modelagem no controle perfeito indireto. Havendo erro de modelagem, temos que o modelo real difere do modelo fornecido pelas Equações (2.19) e (2.20):

$$\Delta \mathbf{y} = (\mathbf{G}^y + \Delta \mathbf{G}^y) \Delta \mathbf{u} + (\mathbf{G}_d^y + \Delta \mathbf{G}_d^y) \Delta \mathbf{d} \quad (2.58)$$

$$\Delta \mathbf{y}_1 = (\mathbf{G}_1 + \Delta \mathbf{G}_1) \Delta \mathbf{u} + (\mathbf{G}_{d1} + \Delta \mathbf{G}_{d1}) \Delta \mathbf{d} \quad (2.59)$$

Considerando-se que se calcule as manipuladas $\Delta \mathbf{u}$ de acordo com a Equação (2.22) e substituindo-a na Equação (2.58), tem-se que o efeito dos distúrbios nas variáveis controladas primárias (em malha fechada) é:

$$\Delta \mathbf{y}_1 = (\mathbf{G}_1 + \Delta \mathbf{G}_1) \mathbf{G}^{-1} \Delta \mathbf{c} + [(\mathbf{G}_{d1} + \Delta \mathbf{G}_{d1}) - (\mathbf{G}_1 + \Delta \mathbf{G}_1) \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d] \Delta \mathbf{d} \quad (2.60)$$

Como foi visto anteriormente, quando se tem controle perfeito indireto, $\mathbf{G} = \mathbf{G}_1$ e $\mathbf{G}_d = \mathbf{G}_{d1}$. Assim, tem-se que:

$$\Delta \mathbf{y}_1 = (\mathbf{I} + \Delta \mathbf{G}_1 \mathbf{G}_1^{-1}) \Delta \mathbf{c} + [\Delta \mathbf{G}_{d1} - \Delta \mathbf{G}_1 \mathbf{G}_1^{-1} \mathbf{G}_{d1}] \Delta \mathbf{d} \quad (2.61)$$

A Equação (2.61) nos mostra o efeito do erro de modelagem nas saídas controladas \mathbf{y}_1 .

2.6. DISCUSSÃO 2: MEDIDAS EXTRAS E ERRO DE IMPLEMENTAÇÃO (RUÍDO)

Na seção (2.4) assumiu-se que o número de medidas era igual ao número de variáveis independentes ($\#y = \#u + \#d$) e a Equação (2.19) desprezava os efeitos do erro de medida (ruído) e do erro de controle assumindo que se pode atingir controle perfeito de \mathbf{c} (com $\mathbf{c} = \mathbf{c}_s$). Na prática, haverá um erro de implementação $\mathbf{n}^c = \mathbf{c} - \mathbf{c}_s$, o qual resultará numa variação correspondente $\Delta y_1 = \mathbf{P}_c (\mathbf{c} - \mathbf{c}_s)$ nas variáveis controladas primárias. Caso se assuma que se tenha ação integral no controlador usado para o controle de \mathbf{c} , então o erro de implementação (\mathbf{n}^c diferente de zero) deve ser causado pelo erro de medida. O efeito de um erro de medida \mathbf{n}^y nas variáveis medidas \mathbf{y} sobre as variáveis controladas \mathbf{c} é $\mathbf{n}^c = \mathbf{H}\mathbf{n}^y$ e o efeito resultante nas variáveis primárias é:

$$\Delta y_1 = \mathbf{P}_c \mathbf{H} \mathbf{n}^y \quad (2.62)$$

A partir da Equação (2.62) tem-se que o efeito do erro de medida é pequeno caso a norma da matrix $\mathbf{P}_c \mathbf{H}$ seja pequena.

Caso se tenha medidas extras, então pode-se usá-las para reduzir $\mathbf{P}_c \mathbf{H}$ e, assim, minimizar o efeito do erro de medida. Isto pode ser feito de duas formas, como discutidas abaixo:

- a) selecionar o melhor subconjunto de todas as medidas
- b) selecionar a melhor combinação de todas as medidas

2.6.1. Melhor subconjunto das medidas

Este é o caso discutido anteriormente onde se usa tantas medidas quantas são as entradas e os distúrbios ($\# \mathbf{y} = \# \mathbf{u} + \# \mathbf{d}$). A matriz $\tilde{\mathbf{G}}^y$ é então invertível e a partir da Equação (2.29) tem-se para "controle perfeito indireto" que:

$$\mathbf{P}_c \mathbf{H} = \tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}} \quad (2.63)$$

Primeiro, nota-se que a escolha de \mathbf{P}_c não afeta a sensibilidade do erro de medida $\tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}}$, isto é, o "grau de liberdade" na seleção de \mathbf{P}_c não é útil em termos do erro de medida. Note também que a escolha das medidas \mathbf{y} não influencia a matriz $\tilde{\mathbf{G}}_1$. Porém, a escolha das medidas \mathbf{y} afeta a matriz $\tilde{\mathbf{G}}^y$ e, caso se tenha medidas extras, então deve-se selecioná-las tais que o efeito do ruído de medida seja minimizado, isto é, tal que $\tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}}$ seja minimizado. Para se escolher as melhores medidas precisa-se primeiro escalonar as variáveis medidas. Assim, considera-se que cada variável medida y seja escalonada de tal forma que seu erro de medida associado \mathbf{n}^y seja de magnitude 1.

Como a norma-2 induzida ou máximo valor singular de uma matriz, $\bar{\sigma}$, provê o pior caso de amplificação em termos da norma-2, tem-se a partir das Equações (2.62) e (2.63) que:

$$\max_{\|\mathbf{n}^y\|_2 \leq 1} \|\Delta \mathbf{y}_1\|_2 = \bar{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}}) \leq \bar{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}_1) \bar{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}}) = \bar{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}_1) / \underline{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}^y) \quad (2.64)$$

Isto tem as seguintes implicações:

1. (Ótimo) Para minimizar o valor do pior caso de $\|\Delta \mathbf{y}_1\|_2$ para todos $\|\mathbf{n}^y\|_2 \leq 1$, selecionar medidas tais que $\bar{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^1})$ seja minimizado.
2. (Sub-ótimo) Lembrar que a seleção da medida não afeta $\tilde{\mathbf{G}}_1$. A partir da desigualdade na Equação (2.64) segue que o efeito do erro de medida \mathbf{n}^y será pequeno quando $\underline{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}^y)$ (o mínimo valor singular de $\tilde{\mathbf{G}}^y$) é grande. Por isso, é razoável selecionar medidas \mathbf{y} tais que $\underline{\sigma}(\tilde{\mathbf{G}}^y)$ seja maximizado. Aqui $\tilde{\mathbf{G}}^y$ representa o efeito de \mathbf{u} e \mathbf{d} em \mathbf{y} .

2.6.2. Melhor combinação de todas as medidas

Deixe $\tilde{\mathbf{G}}_{\text{all}}^y$ representar o efeito das variáveis independentes em todas as medidas disponíveis. Uma derivação similar à Equação (2.29) fornece "controle perfeito indireto" quando:

$$\mathbf{H} \tilde{\mathbf{G}}_{\text{all}}^y = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \tilde{\mathbf{G}}_1 \quad (2.65)$$

Porém, tem-se agora $\#\mathbf{y} > \#\mathbf{u} + \#\mathbf{d}$ e a Equação (2.65) tem um número infinito de soluções para \mathbf{H} . Quer-se encontrar a solução que minimize o efeito do ruído de medida na saídas primárias \mathbf{y}_1 . A solução que minimiza a norma-2 de \mathbf{y}_1 é aquela com a menor norma-2 de $\mathbf{P}_c \mathbf{H}$. Com $\mathbf{P}_c = \mathbf{I}$ (desacoplamento) isto é obtido a partir da Equação (2.65) pelo uso da pseudo-inversa:

$$\mathbf{H} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}_{\text{all}}^{y^*} \quad (2.66)$$

Com esta escolha, o efeito do ruído de medida é:

$$\mathbf{P}_c \mathbf{H} = \tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}_{\text{all}}^{y^\dagger} \quad (2.67)$$

2.7. RELAÇÃO COM TRABALHOS ANTERIORES

2.7.1. Controle inferencial

Caso se escolha $\mathbf{P}_{c0} = \mathbf{I}$, então encontra-se que a Equação (2.29) é a mesma que o estimador inferencial estático de Brosilow (veja a Equação (2.4) em Weber e Brosilow (1972)). Para se ver mais claramente a ligação, lembre que a idéia em controle inferencial é, primeiramente, inferir, a partir das medidas $\Delta \mathbf{y}$, as entradas e distúrbios \mathbf{e} , a partir desta estimativa, as saídas primárias. A partir da Equação (2.19) a entrada \mathbf{e} e o distúrbio inferidos são:

$$\begin{pmatrix} \Delta \mathbf{u} \\ \Delta \mathbf{d} \end{pmatrix} = \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}} \Delta \mathbf{y} \quad (2.68)$$

e, a partir da Equação (2.20), o valor estimado resultante da saída primária é:

$$\Delta \mathbf{y}_1 = \tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}} \Delta \mathbf{y} \quad (2.69)$$

Por outro lado, em controle indireto, a idéia é controlar uma combinação de medidas \mathbf{e} , a partir da Equação (2.29) com $\mathbf{P}_c = \mathbf{I}$ (isto é, quer-se $\Delta \mathbf{y}_1 = \Delta \mathbf{c}$), a combinação de medidas resultante é:

$$\Delta \mathbf{c} = \mathbf{H} \Delta \mathbf{y} = \tilde{\mathbf{G}}_1 \tilde{\mathbf{G}}^{y^{-1}} \Delta \mathbf{y} \quad (2.70)$$

o qual é idêntico à saída primária estimada encontrada com controle inferencial. A vantagem com a derivação neste trabalho é que este provê uma ligação com configurações de controle, controle regulatório, controle em cascata, controle indireto e controle auto-otimizante e, também, provê a generalização da Equação (2.30).

2.7.2. Controle auto-otimizante

Os resultados deste trabalho em controle perfeito indireto provêm uma generalização dos resultados de Häggblöm e Waller (1990) mas são um caso especial do trabalho de Alstad e Skogestad (2002) em controle auto-otimizante com rejeição perfeita do distúrbio (Alstad e Skogestad, 2002). Para se ver esta ligação deve-se escrever a função-custo como:

$$J = \frac{1}{2} (y_1 - y_{1s})^T (y_1 - y_{1s}) \quad (2.71)$$

A diferenciação resulta em:

$$J_u = (\mathbf{G}_1 \Delta \mathbf{u} + \mathbf{G}_{d1} \Delta \mathbf{d})^T \mathbf{G}_1 \quad (2.72)$$

$$J_{uu} = \mathbf{G}_1^T \mathbf{G}_1 \quad (2.73)$$

$$J_{ud} = \mathbf{G}_1^T \mathbf{G}_{d1} \quad (2.74)$$

E pode-se calcular a matriz \mathbf{M} no método exato de Alstad e Skogestad (2002) e procurar pela combinação ótima das medidas. Encontra-se que:

- $\mathbf{P}_d = 0$ (controle perfeito com sensibilidade zero para distúrbios) implica $\mathbf{M}_d = 0$ (perda zero para distúrbios). Para provar isto basta pré-multiplicar \mathbf{P}_d por \mathbf{G}_1^\dagger e note que $\mathbf{G}_1^\dagger \mathbf{G}_1 = \mathbf{I}$ desde que \mathbf{G}_1^\dagger é uma inversa-esquerda.

- Porém, a não ser que $\#y_1 \leq \#u$, não se tem $\mathbf{G}_1^\dagger \mathbf{G}_1 = \mathbf{I}$, assim $\mathbf{M}_d = 0$ (perda zero) não implica geralmente $\mathbf{P}_d = 0$ (controle perfeito). Isto é facilmente explicado: Pode-se somente controlar perfeitamente tantas saídas (y_1) quantas forem as entradas independentes (u).

2.8. CONCLUSÕES

Controle indireto é comumente usado em aplicações industriais onde as variáveis controladas primárias não são medidas. Neste trabalho considerou-se o caso do controle perfeito indireto onde se objetiva controlar uma combinação das medidas disponíveis tais que não haja efeito dos distúrbios em estado estacionário. Isto é sempre possível desde que o número de medidas seja igual ao número de variáveis independentes (entradas mais distúrbios). É mostrado também como medidas extras podem ser usadas para minimizar o efeito do ruído de medida. Este trabalho generaliza o trabalho de Häggblöm e Waller (1990), mas é um caso especial do trabalho de Halvorsen et al. (2003) e Alstad e Skogestad (2002) em controle auto-otimizante.

O resultado apresentado mostra que é possível se obter uma rejeição perfeita dos distúrbios utilizando-se uma combinação de variáveis medidas em

controle indireto. Porém deve-se lembrar que este método é muito sensível ao erro de modelagem.

A vantagem de controle indireto é se poder controlar variáveis difíceis de serem medidas pelo controle de outras mais fáceis de se medir, como temperaturas, pressões e vazões.

A metodologia apresentada pode ser aplicada a outros processos, não se restringindo a colunas de destilação.

2.9. NOMENCLATURA

B	vazão de produto de fundo
c	variáveis secundárias
c_s	“set point” das variáveis secundárias
D	vazão de destilado
d	distúrbios
F	vazão da alimentação
G	matrizes de ganho
H	matriz de combinação linear das variáveis medidas
I	matriz identidade
J	função-custo
L	vazão de refluxo
L_p	perda econômica
M_B	Nível do fundo da coluna
M_D	Nível do topo da coluna

\mathbf{n}^c	erro de implementação
\mathbf{P}_c	ganho parcial das variáveis secundárias
\mathbf{P}_d	ganho parcial do distúrbio
q_F	fração de líquido na alimentação
\mathbf{u}	variáveis manipuladas
V	vazão de vapor
x_B	composição do produto de fundo
\mathbf{y}	variáveis medidas
\mathbf{y}_1	variáveis controladas primárias
\mathbf{y}_{1s}	“set point” das variáveis controladas primárias
\mathbf{y}_2	variáveis controladas secundárias
y_D	composição do destilado
z_F	composição da alimentação

Letras gregas

Δ	variação
$\bar{\sigma}$	máximo valor singular

2.10. BIBLIOGRAFIA

ALSTAD, V.; SKOGESTAD, S. Robust operation by controlling the right variable combination. AIChE Annual Meeting, Indianapolis, USA, 2002.

- HÄGGBLÖM, K. E.; WALLER, K. V. Control structures for disturbance rejection and decoupling in distillation. Aiche Journal, v. 36, n. 7, p. 1107-1113, 1990.
- HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S.; MORUD, J. C.; ALSTAD, V. Optimal selection of controlled variables. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 42, n. 14, p. 3273-3284, 2003.
- SKOGESTAD, S. Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure. Journal of Process Control, v. 10, p.487-507, 2000.
- SKOGESTAD, S.; POSTLETHWAITE, I. *Multivariable Feedback Control*. John Wiley and Sons, 1996.
- SKOGESTAD, S; LUNDSTRÖM, P.; JACOBSEN, E. W. Selecting the best distillation control configuration. Aiche Journal, v. 36, n. 05, p.753-764, 1990.
- WEBER, R.; BROSILOW, C. The use of secondary measurements to improve control. Aiche Journal, p. 614-623, 1972.

Capítulo 3

Minimização dos Desvios dos Estados

Este capítulo é uma versão estendida do seguinte trabalho:

HORI, E. S.; SKOGESTAD, S.; KWONG, W. H. Minimization of state deviations using perfect indirect control. In: Anais do XV Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2004.

RESUMO

Um assunto importante na seleção de estruturas de controle é a “estabilização” da planta. No termo “estabilizar” são incluídos os modos que são matematicamente instáveis (modos com pólos no semiplano direito) assim como modos que se desviam muito de seu valor desejado. Assim, os estados \mathbf{x} são incluídos como variáveis que deveriam ser “estabilizadas”, isto é, quer-se evitar que eles se desviem muito de seus valores desejados (nominais). Uma vantagem desta metodologia é ser capaz de evitar problemas resultantes de efeitos não-lineares. Além disso, como a função-objetivo pode, geralmente, ser considerada como uma combinação dos estados, o sistema de controle obtido por este método não é ligado demais a um particular objetivo de controle primário (o qual pode mudar com o tempo) porque este permite que o projetista mude o objetivo de controle (função-objetivo). Este capítulo apresenta uma forma de reduzir os efeitos dos distúrbios e dos erros de medida nos estados e os resultados mostram a eficácia desta metodologia.

ABSTRACT

An important issue in control structure selection is the plant "stabilization". By the term "stabilize" we here include both modes that are mathematically unstable (modes with RHP poles) as well as "drifting" modes that need to be kept within limits to avoid operational problems. By this definition, we can include the states \mathbf{x} as variables that should be "stabilized", i.e., we want to avoid them to drift too far away from their desired (nominal) values. An advantage of this approach is that we are able to avoid problems resulted from nonlinear effects. Therefore, as the objective function can, usually, be considered as a combination of the states, the control system obtained by this approach is not tied too closely to a particular primary control objective (which may change with time) because it allows the designer to change the control objective. This paper presents a way to reduce the effects of disturbances and measurement errors in the states and the results show the effectiveness of this approach.

3.1. INTRODUÇÃO

Na camada de controle regulatório (etapa 5 da Tabela 1.1), o principal objetivo é “estabilizar” a planta. Aqui se está usando a palavra estabilizar entre aspas porque será usada com o mesmo significado apresentado por Skogestad (2004): “estabilização” inclui modos que são matematicamente instáveis (modos com pólos no semiplano direito) assim como modos que precisam ser mantidos dentro de certos limites para se evitar problemas operacionais. Ao se fazer isto, pode-se evitar problemas resultantes de, por exemplo, efeitos não-lineares.

Por esta definição, são incluídos os estados \mathbf{x} como variáveis que deveriam ser “estabilizadas”, isto é, quer-se evitar que eles se afastem demais de seus valores desejados (nominais). Uma vantagem de se manter todos os estados próximos de seus valores nominais é que se pode evitar problemas resultantes de efeitos não-lineares.

Além disso, um ponto importante na seleção de estrutura de controle é a escolha dos objetivos operacionais. De acordo com Skogestad (2004), esta é a primeira etapa a ser feita. O problema é que os objetivos operacionais podem mudar com o tempo, de acordo com as necessidades, por exemplo, mercado, restrições de segurança, etc. Devido a estas mudanças, não é desejável que a estrutura de controle seja dependente demais de um particular objetivo de controle primário. Como, usualmente, a função objetivo pode ser considerada uma combinação dos estados, uma boa aproximação seria defini-la (a função objetivo) desta forma ($y_1 = \mathbf{W}\mathbf{x}$). Esta aproximação tem a vantagem de permitir ao

projetista do controlador mudar facilmente o objetivo de controle somente mudando a combinação dos estados. Uma outra vantagem é que a minimização de $\mathbf{W}\mathbf{x}$ inclui tanto a estabilização de pólos no semiplano direito como a rejeição do distúrbio.

Em resumo, a importância deste trabalho é discutir com mais detalhes o procedimento introduzido por Skogestad (2004), de selecionar variáveis controladas secundárias ($\mathbf{c} = \mathbf{y}_2$) tal que se minimiza o efeito dos distúrbios (\mathbf{d}) nos estados ponderados ($\mathbf{y}_1 = \mathbf{W}\mathbf{x}$).

3.2. CONTROLE PERFEITO INDIRETO

Nesta seção será feita uma derivação semelhante àquela apresentada no Capítulo 2.

Considere que se tenha o seguinte modelo linear:

$$\Delta\mathbf{y}_1 = \mathbf{G}_1\Delta\mathbf{u} + \mathbf{G}_{d1}\Delta\mathbf{d} \quad (3.1)$$

$$\Delta\mathbf{y} = \mathbf{G}^y\Delta\mathbf{u} + \mathbf{G}_d^y\Delta\mathbf{d} + \mathbf{n}^y \quad (3.2)$$

onde

\mathbf{G}_1 , \mathbf{G}_{d1} , \mathbf{G}^y e \mathbf{G}_d^y são ganhos do modelo em estado estacionário

$\Delta\mathbf{u}$ - variáveis manipuladas

$\Delta\mathbf{d}$ - distúrbios

$\Delta\mathbf{y}_1$ - variáveis controladas primárias

$\Delta\mathbf{y}$ - medidas disponíveis

\mathbf{n}^y - ruído de medida

Por definição, controle indireto ocorre quando não se pode controlar as saídas primárias (\mathbf{y}_1) (por exemplo, porque não podem ser medidas "online") e, ao invés, controla-se indiretamente \mathbf{y}_1 pelo controle de variáveis "secundárias" \mathbf{c} (Skogestad e Postlethwaite, 1996). Está provado (Halvorsen et al., 2003) que se o número de medidas ($\#\mathbf{y}$) for igual ou maior que a soma do número de entradas ($\#\mathbf{u}$) e do número de distúrbios ($\#\mathbf{d}$), então pode-se obter uma combinação destas medidas (\mathbf{c}) que assegure um controle perfeito indireto das variáveis controladas "primárias" (neste caso \mathbf{c} é usado como variável controlada "secundária"). Então tem-se:

$$\Delta \mathbf{c} = \mathbf{H} \Delta \mathbf{y} = \underbrace{\mathbf{H} \mathbf{G}^y}_{\mathbf{G}} \Delta \mathbf{u} + \underbrace{\mathbf{H} \mathbf{G}_d^y}_{\mathbf{G}_d} \Delta \mathbf{d} + \underbrace{\mathbf{H} \mathbf{n}^y}_{\mathbf{n}^c} \quad (3.3)$$

onde a matriz \mathbf{H} representa a combinação das medidas.

Como a nova variável \mathbf{c} é usada como variável controlada secundária, então pode-se resolver a Equação (3.3) com respeito a $\Delta \mathbf{u}$:

$$\Delta \mathbf{u} = \mathbf{G}^{-1} \Delta \mathbf{c} - \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d \Delta \mathbf{d} - \mathbf{G}^{-1} \mathbf{n}^c \quad (3.4)$$

Na Equação (3.4) considera-se $\Delta \mathbf{c} = \mathbf{0}$ porque quer-se manter estas variáveis constantes. Desta forma, a Equação (3.4) torna-se:

$$\Delta \mathbf{u} = -\mathbf{G}^{-1} \mathbf{n}^c - \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d \Delta \mathbf{d} \quad (3.5)$$

Substituindo a Equação (3.5) na Equação (3.1) resulta em:

$$\Delta \mathbf{y}_1 = \underbrace{(\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d)}_{\mathbf{P}_d} \Delta \mathbf{d} - \underbrace{\mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{-1}}_{\mathbf{P}_c} \mathbf{n}^c \quad (3.6)$$

Como se quer rejeitar perfeitamente o efeito do distúrbio nas variáveis primárias, deseja-se selecionar um conjunto de variáveis controladas tal que a matriz \mathbf{P}_d seja igual a zero. Como será mostrado abaixo, este objetivo pode ser atingido se houver um número suficiente de medidas \mathbf{y} , mais precisamente, quando o número de medidas ($\#\mathbf{y}$) for igual ou maior que a soma do número de entradas ($\#\mathbf{u}$) e do número de distúrbios ($\#\mathbf{d}$).

Para se encontrar a combinação linear das medidas faz-se as mesmas suposições apresentadas no Capítulo 2.

Então, deseja-se encontrar uma matriz \mathbf{H} que resulte em $\mathbf{P}_d = \mathbf{0}$ e $\mathbf{P}_c = \mathbf{P}_{c0}$. A partir da Equação (3.6) temos que:

$$\mathbf{P}_c = \mathbf{P}_{c0} = \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{-1} \quad (3.7)$$

$$\mathbf{P}_d = \mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d = \mathbf{0} \quad (3.8)$$

Assim, as Equações (3.7) e (3.8) tornam-se:

$$\mathbf{G}_1 (\mathbf{H} \mathbf{G}^y)^{-1} = \mathbf{P}_{c0} \quad (3.9)$$

$$\mathbf{G}_1 (\mathbf{H} \mathbf{G}^y)^{-1} (\mathbf{H} \mathbf{G}_d^y) = \mathbf{G}_{d1} \quad (3.10)$$

Ou, equivalentemente:

$$\mathbf{H} \mathbf{G}^y = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_1 \quad (3.11)$$

$$\mathbf{H}\mathbf{G}_d^y = \mathbf{P}_{c0}^{-1}\mathbf{G}_{d1} \quad (3.12)$$

Unindo as Equações (3.11) e (3.12) resulta em:

$$\mathbf{H}\begin{bmatrix} \mathbf{G}^y & \mathbf{G}_d^y \end{bmatrix} = \mathbf{P}_{c0}^{-1}\begin{bmatrix} \mathbf{G}_1 & \mathbf{G}_{d1} \end{bmatrix} \quad (3.13)$$

Pela suposição número 1, tem-se que a matriz $\begin{bmatrix} \mathbf{G}^y & \mathbf{G}_d^y \end{bmatrix}$ é quadrada.

Assim, como as medidas são consideradas independentes, a matriz é invertível e, finalmente:

$$\mathbf{H} = \mathbf{P}_{c0}^{-1}\underbrace{\begin{bmatrix} \mathbf{G}_1 & \mathbf{G}_{d1} \end{bmatrix}}_{\mathbf{G}_1}\underbrace{\begin{bmatrix} \mathbf{G}^y & \mathbf{G}_d^y \end{bmatrix}^{-1}}_{\mathbf{G}^{y-1}} \quad (3.14)$$

Quando $\mathbf{P}_{c0} = \mathbf{I}$ e se usa combinações de medidas como variáveis secundárias, pode-se ver facilmente, a partir da Equação (3.6) que $\mathbf{G} = \mathbf{G}_1$ e $\mathbf{G}_d = \mathbf{G}_{d1}$.

3.3. DESVIO MÍNIMO DOS ESTADOS

Para se manter os estados próximos aos seus valores desejados (nominais) na presença de distúrbios e erros de implementação, será definida uma matriz \mathbf{W} que represente uma combinação linear dos estados. Isto pode ser também interpretado como o objetivo do controlador definido pelo projetista.

Será considerado que se tenha o seguinte modelo linear:

$$\Delta\mathbf{x} = \mathbf{G}^x\Delta\mathbf{u} + \mathbf{G}_d^x\Delta\mathbf{d} \quad (3.15)$$

onde

\mathbf{G}^x e \mathbf{G}_d^x são modelos no estado estacionário

$\Delta \mathbf{x}$ - estados

Substituindo-se a Equação (3.5) na Equação (3.15) tem-se:

$$\Delta \mathbf{x} = \underbrace{(\mathbf{G}_d^x - \mathbf{G}^x \mathbf{G}^{-1} \mathbf{G}_d)}_{\mathbf{G}_d^{x*}} \Delta \mathbf{d} - \underbrace{\mathbf{G}^x \mathbf{G}^{-1}}_{\mathbf{G}^{x*}} \mathbf{n}^c \quad (3.16)$$

As matrizes \mathbf{G}^{x*} e \mathbf{G}_d^{x*} representam o efeito dos distúrbios e dos erros de implementação nos estados quando se controla combinações de variáveis. Para se evitar problemas relacionados a não-linearidades é importante que estas matrizes sejam tão pequenas quanto possível. Então, para se minimizar o efeito dos distúrbios (\mathbf{d}) e dos erros de implementação (\mathbf{n}^c), deseja-se minimizar as normas $\|\mathbf{G}^{x*}\|$, $\|\mathbf{G}_d^{x*}\|$ e $\|\mathbf{G}^{x*} \quad \mathbf{G}_d^{x*}\|$.

É importante enfatizar que os estados \mathbf{x} não serão controlados diretamente mas, ao invés disso, eles serão “controlados” usando controle indireto, como apresentado no Capítulo 2.

Como foi visto no Capítulo 2, quando se tem controle perfeito indireto e $\mathbf{P}_{c0} = \mathbf{I}$, as matrizes \mathbf{G} e \mathbf{G}_d se tornam iguais às matrizes \mathbf{G}_1 e \mathbf{G}_{d1} , respectivamente. Caso se defina as variáveis primárias como combinações lineares dos estados ($\mathbf{y}_1 = \mathbf{W}\mathbf{x}$), tem-se:

$$\Delta \mathbf{y}_1 = \mathbf{W} \Delta \mathbf{x} = \underbrace{\mathbf{W} \mathbf{G}^x}_{\mathbf{G}_1} \Delta \mathbf{u} + \underbrace{\mathbf{W} \mathbf{G}_d^x}_{\mathbf{G}_{d1}} \Delta \mathbf{d} \quad (3.17)$$

onde \mathbf{W} é a matriz que representa a combinação linear dos estados.

A Equação (3.16) se torna:

$$\Delta \mathbf{x} = \underbrace{\left(\mathbf{G}_d^x - \mathbf{G}^x (\mathbf{W} \mathbf{G}^x)^{-1} \mathbf{W} \mathbf{G}_d^x \right)}_{\mathbf{G}_d^{x*}} \Delta \mathbf{d} - \underbrace{\mathbf{G}^x (\mathbf{W} \mathbf{G}^x)^{-1}}_{\mathbf{G}^{x*}} \mathbf{n}^c \quad (3.18)$$

Um ponto importante a ser discutido nesta seção é:

- Qual é a escolha ótima de \mathbf{W} que minimiza o efeito dos distúrbios nos estados, isto é, minimiza o valor de \mathbf{G}_d^{x*} na Equação (3.18)?

Se for assumido que a matriz \mathbf{W} seja igual à transposta de \mathbf{G}^x ($\mathbf{W} = \mathbf{G}^{xT}$), então tem-se:

$$\Delta \mathbf{x} = \left(\mathbf{G}_d^x - \mathbf{G}^x (\mathbf{G}^{xT} \mathbf{G}^x)^{-1} \mathbf{G}^{xT} \mathbf{G}_d^x \right) \Delta \mathbf{d} - \mathbf{G}^x (\mathbf{G}^{xT} \mathbf{G}^x)^{-1} \mathbf{n}^c \quad (3.19)$$

A matriz $\mathbf{G}^x (\mathbf{G}^{xT} \mathbf{G}^x)^{-1} \mathbf{G}^{xT}$ na Equação (3.19) é chamada de matriz de projeção (Strang, 1980). Isto significa que o produto $\mathbf{G}^x (\mathbf{G}^{xT} \mathbf{G}^x)^{-1} \mathbf{G}^{xT} \mathbf{G}_d^x$ é o ponto mais próximo de \mathbf{G}_d^x , isto é, não há nenhuma outra matriz \mathbf{W} que possa resultar num valor menor de \mathbf{G}_d^{x*} que $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{xT}$. Então conclui-se que a escolha de $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{xT}$ fornece o mínimo valor de \mathbf{G}_d^{x*} . Isto será demonstrado no exemplo abaixo. Porém é importante frisar que esta não é a única escolha ótima, visto que qualquer matriz $\mathbf{W} = \mathbf{P}_x \mathbf{G}^{xT}$ é uma solução ótima, onde \mathbf{P}_x é qualquer matriz quadrada não-singular com dimensões apropriadas.

A escolha de $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{xT}$ é ótima para qualquer escolha de \mathbf{P}_{c0} não-singular, isto é, este resultado não é restrito a $\mathbf{P}_{c0} = \mathbf{I}$.

É importante notar que a matriz \mathbf{W} pode ser escolhida arbitrariamente pelo projetista de acordo com o objetivo do processo. Por exemplo, pode-se escolher fazer uma combinação de somente alguns estados ou usar todos.

Um outro ponto importante a ser discutido é se a escolha de $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{x^T}$ resulta no mínimo valor de $\|\mathbf{G}^{x^*}\|$. A partir da Equação (3.19) pode-se ver que a matriz $\mathbf{G}^x (\mathbf{G}^{x^T} \mathbf{G}^x)^{-1}$ é a pseudo-inversa direita de \mathbf{G}^x . Isto significa que esta é a solução do problema $\mathbf{G}^x \Delta \mathbf{x} - \mathbf{n}^c = \mathbf{0}$ (Strang, 1980).

3.4. APLICAÇÃO EM COLUNA DE DESTILAÇÃO

A teoria proposta foi aplicada à coluna de destilação com 82 estados (41 composições e 41 níveis) apresentada na seção 2.4.2. Como os níveis não têm efeito sobre o estado estacionário, considera-se que a função objetivo seja uma combinação somente das composições. Este exemplo tem, após estabilização, 2 variáveis manipuladas remanescentes (vazão do refluxo (L) e de vapor (V)) e 2 distúrbios (vazão de alimentação (F) e fração de líquido na alimentação (q_F)). Tendo 2 variáveis manipuladas, pode-se controlar perfeitamente 2 combinações dos estados. As medidas ($\Delta \mathbf{y}$) são as vazões (L , V , D e B). As variáveis foram escalonadas de acordo com Skogestad e Postlethwaite (1996).

Utilizou-se o modelo representado pelas Equações (3.2) e (3.15) sem ruídos de medida ($\mathbf{n}^y = 0$). As matrizes do modelo são:

$$\mathbf{G}^y = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \\ -1 & 1 \\ 1 & -1 \end{bmatrix} \quad \mathbf{G}_d^y = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & -0.1 \\ 0.2 & 0.1 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{G}^x = 1 \cdot 10^3 * \begin{bmatrix} 0.0874 & -0.0861 \\ 0.1298 & -0.1278 \\ 0.1820 & -0.1792 \\ 0.2456 & -0.2419 \\ 0.3222 & -0.3174 \\ 0.4130 & -0.4070 \\ 0.5185 & -0.5113 \\ 0.6384 & -0.6298 \\ 0.7704 & -0.7605 \\ 0.9104 & -0.8991 \\ 1.0516 & -1.0392 \\ 1.1851 & -1.1720 \\ 1.3007 & -1.2872 \\ 1.3877 & -1.3744 \\ 1.4374 & -1.4249 \\ 1.4446 & -1.4335 \\ 1.4089 & -1.3996 \\ 1.3345 & -1.3274 \\ 1.2296 & -1.2250 \\ 1.1044 & -1.1023 \\ 0.9692 & -0.9695 \\ 1.1414 & -1.1439 \\ 1.3128 & -1.3178 \\ 1.4695 & -1.4769 \\ 1.5957 & -1.6054 \\ 1.6763 & -1.6879 \\ 1.7006 & -1.7137 \\ 1.6649 & -1.6788 \\ 1.5736 & -1.5876 \\ 1.4382 & -1.4516 \\ 1.2738 & -1.2864 \\ 1.0967 & -1.1079 \\ 0.9204 & -0.9302 \\ 0.7552 & -0.7635 \\ 0.6073 & -0.6142 \\ 0.4794 & -0.4850 \\ 0.3718 & -0.3762 \\ 0.2832 & -0.2866 \\ 0.2114 & -0.2140 \\ 0.1540 & -0.1559 \\ 0.1086 & -0.1099 \end{bmatrix} \quad \mathbf{G}_d^x = \begin{bmatrix} 7.8669 & 8.6654 \\ 11.6833 & 12.8690 \\ 16.3991 & 18.0444 \\ 22.1721 & 24.3556 \\ 29.1550 & 31.9594 \\ 37.4755 & 40.9819 \\ 47.2048 & 51.4844 \\ 58.3156 & 63.4189 \\ 70.6340 & 76.5766 \\ 83.7921 & 90.5386 \\ 97.1984 & 104.6479 \\ 110.0452 & 118.0216 \\ 121.3728 & 129.6248 \\ 130.1956 & 138.4101 \\ 135.6715 & 143.5011 \\ 137.2723 & 144.3728 \\ 134.8984 & 140.9683 \\ 128.8963 & 133.7094 \\ 119.9738 & 123.3975 \\ 109.0456 & 111.0419 \\ 97.0622 & 97.6754 \\ 115.7231 & 115.0180 \\ 134.4108 & 132.2792 \\ 151.6482 & 148.0593 \\ 165.7351 & 160.7615 \\ 175.0456 & 168.8751 \\ 178.3913 & 171.3169 \\ 175.3292 & 167.7155 \\ 166.2832 & 158.5173 \\ 152.4266 & 144.8663 \\ 135.3777 & 128.3114 \\ 116.8353 & 110.4614 \\ 98.2807 & 92.7070 \\ 80.8123 & 76.0684 \\ 65.1100 & 61.1683 \\ 51.4903 & 48.2859 \\ 39.9997 & 37.4484 \\ 30.5118 & 28.5233 \\ 22.8076 & 21.2938 \\ 16.6324 & 15.5126 \\ 11.7322 & 10.9353 \end{bmatrix}$$

Neste exemplo comparou-se o efeito dos distúrbios nos estados usando, como variáveis primárias, 4 diferentes combinações dos estados (4 diferentes matrizes \mathbf{W}). As combinações usadas foram:

- Combinação 1: A matriz \mathbf{W} foi selecionada de forma a selecionar as composições de fundo e de topo como variáveis primárias. Esta é a escolha mais comum em estudos de destilação;
- Combinação 2: A matriz \mathbf{W} foi selecionada de forma a separar a coluna da seguinte forma. As composições abaixo do estágio de alimentação (composição do estágio de alimentação incluída) foram combinadas em uma variável primária (com todos os pesos iguais a 1). Da mesma forma, as composições acima do estágio de alimentação foram combinadas em outra variável primária (também com pesos iguais a 1);
- Combinação 3: A matriz \mathbf{W} foi selecionada como sendo a transposta de \mathbf{G}^x ($\mathbf{W} = \mathbf{G}^{x^T}$);
- Combinação 4: A matriz \mathbf{W} foi calculada pela minimização do seguinte problema:

$$\min_{\mathbf{W}} \left\| \begin{bmatrix} \mathbf{G}^{x^*} & \mathbf{G}_d^{x^*} \end{bmatrix} \right\|_2 \quad (3.20)$$

onde \mathbf{G}^{x^*} e $\mathbf{G}_d^{x^*}$ representam os efeitos do ruído e dos distúrbios nos estados, respectivamente (veja a Equação (3.18)).

Para cada combinação calculou-se a melhor combinação das medidas (calculou-se a matriz \mathbf{H}) usando a Equação (3.14). Finalmente, calculou-se as

matrizes \mathbf{G}^{x^*} e $\mathbf{G}_d^{x^*}$. Os valores das normas-2 $\|\mathbf{G}^{x^*}\|$, $\|\mathbf{G}_d^{x^*}\|$ e $\|[\mathbf{G}^{x^*} \quad \mathbf{G}_d^{x^*}]\|$ são apresentadas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1. Valores de $\|\mathbf{G}^{x^*}\|$, $\|\mathbf{G}_d^{x^*}\|$ e $\|[\mathbf{G}^{x^*} \quad \mathbf{G}_d^{x^*}]\|$ para todas as combinações.

	$\ \mathbf{G}^{x^*}\ $	$\ \mathbf{G}_d^{x^*}\ $	$\ [\mathbf{G}^{x^*} \quad \mathbf{G}_d^{x^*}]\ $
1	48.8289	2.5182	48.8817
2	0.2548	1.1070	1.1080
3	0.0252	1.0886	1.0886
4	0.2560	1.0886	1.0886

Embora a escolha das composições de topo e fundo como variáveis primárias (caso 1) seja capaz de controlar perfeitamente estas duas variáveis (os ganhos em malha fechada resultantes que relacionam os distúrbios com as composições de topo e fundo são iguais a zero), os ganhos em malha fechada dos estados no meio da coluna são muito grandes (acima de 0,7) (veja Tabela 3.2). E esta escolha não resulta em uma boa rejeição do erro de implementação (veja a matriz \mathbf{G}^{x^*} na Tabela 3.2).

Como esperado (veja seção 3.3), os resultados apresentados na Tabela 3.1 confirmam que o uso de $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{x^T}$ como a combinação de variáveis é uma escolha ótima (tem o mesmo valor de $\|[\mathbf{G}^{x^*} \quad \mathbf{G}_d^{x^*}]\|$ que o obtido pela otimização).

Tabela 3.2. Valores das matrizes G^{x^*} e $G_d^{x^*}$ para as quatro combinações.

Combinação 1		Combinação 2	
G^{x^*}	$G_d^{x^*}$	G^{x^*}	$G_d^{x^*}$
1.0000	0	0.0071	-0.0016
1.4851	0.0000	0.0105	-0.0024
2.0690	0.0104	0.0146	-0.0033
2.7643	0.0363	0.0195	-0.0042
3.5807	0.0840	0.0251	-0.0052
4.5229	0.1615	0.0317	-0.0062
5.5860	0.2779	0.0389	-0.0071
6.7521	0.4430	0.0469	-0.0078
7.9849	0.6663	0.0552	-0.0083
9.2268	0.9551	0.0634	-0.0084
10.3980	1.3125	0.0710	-0.0078
11.4015	1.7346	0.0773	-0.0066
12.1331	2.2095	0.0816	-0.0045
12.4987	2.7164	0.0832	-0.0017
12.4326	3.2275	0.0818	0.0019
11.9136	3.7119	0.0772	0.0060
10.9721	4.1409	0.0697	0.0104
9.6844	4.4928	0.0600	0.0148
8.1582	4.7557	0.0487	0.0191
6.5112	4.9285	0.0367	0.0229
4.8528	5.0192	0.0249	0.0262
4.8185	6.6327	0.0216	0.0371
4.7126	8.2966	0.0177	0.0486
4.5197	9.8952	0.0133	0.0597
4.2315	11.2891	0.0087	0.0696
3.8513	12.3376	0.0040	0.0773
3.3956	12.9284	-0.0003	0.0820
2.8924	13.0048	-0.0040	0.0833
2.3761	12.5800	-0.0069	0.0813
1.8807	11.7311	-0.0088	0.0763
1.4335	10.5778	-0.0098	0.0692
1.0517	9.2533	-0.0100	0.0609
0.7418	7.8796	-0.0096	0.0521
0.5017	6.5517	-0.0088	0.0435
0.3237	5.3327	-0.0077	0.0356
0.1972	4.2566	-0.0066	0.0285
0.1115	3.3346	-0.0055	0.0224
0.0565	2.5628	-0.0044	0.0172
0.0238	1.9280	-0.0035	0.0130
0.0067	1.4132	-0.0026	0.0095
0	1.0000	-0.0019	0.0068
-0.0000	0	0.0000	-0.0270
-0.0000	0.0000	0.0000	-0.0401
-0.0000	0.0015	0.0000	-0.0547
-0.0000	0.0053	0.0000	-0.0705
-0.0000	0.0124	0.0000	-0.0872
-0.0000	0.0237	0.0000	-0.1038
-0.0000	0.0409	0.0000	-0.1193
-0.0000	0.0651	0.0000	-0.1320
-0.0001	0.0980	0.0000	-0.1399
-0.0001	0.1405	0.0000	-0.1405
-0.0001	0.1930	0.0000	-0.1315
-0.0001	0.2551	-0.0000	-0.1106
-0.0001	0.3249	-0.0000	-0.0763
-0.0001	0.3994	-0.0000	-0.0285
-0.0001	0.4746	-0.0000	0.0314
-0.0001	0.5458	-0.0000	0.1005
-0.0001	0.6089	-0.0000	0.1748
-0.0001	0.6606	-0.0000	0.2496
-0.0001	0.6993	-0.0000	0.3207
-0.0001	0.7247	-0.0000	0.3849
-0.0001	0.7381	-0.0000	0.4400
-0.0001	0.7328	-0.0000	0.3820
-0.0001	0.7167	-0.0000	0.3134
-0.0001	0.6874	-0.0000	0.2361
-0.0001	0.6436	-0.0000	0.1536
-0.0001	0.5857	-0.0000	0.0712
-0.0001	0.5164	-0.0000	-0.0055
-0.0001	0.4399	-0.0000	-0.0709
-0.0001	0.3614	0.0000	-0.1214
-0.0001	0.2860	0.0000	-0.1551
-0.0001	0.2180	0.0000	-0.1727
-0.0001	0.1600	0.0000	-0.1763
-0.0001	0.1128	0.0000	-0.1694
-0.0000	0.0763	0.0000	-0.1552
-0.0000	0.0492	0.0000	-0.1370
-0.0000	0.0300	0.0000	-0.1170
-0.0000	0.0170	0.0000	-0.0970
-0.0000	0.0086	0.0000	-0.0782
-0.0000	0.0036	0.0000	-0.0612
-0.0000	0.0010	0.0000	-0.0462
-0.0000	-0.0000	0.0000	-0.0333

Tabela 3.2. Valores das matrizes G^{x^*} e $G_d^{x^*}$ para as quatro combinações (continuação).

Combinação 3		Combinação 4	
G^{x^*}	$G_d^{x^*}$	G^{x^*}	$G_d^{x^*}$
0.0005 0.0005	0.0000 -0.0315	0.0070 -0.0018	0.0000 -0.0315
0.0007 0.0007	0.0000 -0.0468	0.0104 -0.0027	0.0000 -0.0468
0.0009 0.0009	0.0000 -0.0641	0.0145 -0.0037	0.0000 -0.0641
0.0012 0.0012	0.0000 -0.0831	0.0193 -0.0048	0.0000 -0.0831
0.0016 0.0016	0.0000 -0.1035	0.0250 -0.0060	0.0000 -0.1035
0.0020 0.0020	0.0000 -0.1244	0.0314 -0.0072	0.0000 -0.1244
0.0024 0.0024	0.0000 -0.1449	0.0387 -0.0084	0.0000 -0.1449
0.0029 0.0029	0.0000 -0.1630	0.0465 -0.0094	0.0000 -0.1630
0.0033 0.0033	0.0000 -0.1767	0.0547 -0.0102	0.0000 -0.1767
0.0038 0.0038	0.0000 -0.1833	0.0629 -0.0106	0.0000 -0.1833
0.0042 0.0042	0.0000 -0.1799	0.0704 -0.0104	0.0000 -0.1799
0.0045 0.0044	0.0000 -0.1639	0.0766 -0.0095	0.0000 -0.1639
0.0046 0.0046	0.0000 -0.1334	0.0808 -0.0077	-0.0000 -0.1334
0.0046 0.0045	-0.0000 -0.0877	0.0824 -0.0051	-0.0000 -0.0877
0.0043 0.0043	-0.0000 -0.0279	0.0809 -0.0016	-0.0000 -0.0279
0.0039 0.0039	-0.0000 0.0431	0.0763 0.0025	-0.0000 0.0431
0.0033 0.0033	-0.0000 0.1213	0.0688 0.0070	-0.0000 0.1213
0.0026 0.0025	-0.0000 0.2016	0.0591 0.0117	-0.0000 0.2016
0.0018 0.0017	-0.0000 0.2794	0.0478 0.0162	-0.0000 0.2794
0.0010 0.0009	-0.0000 0.3509	0.0359 0.0203	-0.0000 0.3509
0.0002 0.0001	-0.0000 0.4134	0.0241 0.0239	-0.0000 0.4134
-0.0005 -0.0005	-0.0000 0.3541	0.0206 0.0345	-0.0000 0.3541
-0.0012 -0.0013	-0.0000 0.2845	0.0166 0.0456	-0.0000 0.2845
-0.0020 -0.0020	-0.0000 0.2066	0.0120 0.0564	-0.0000 0.2066
-0.0027 -0.0027	-0.0000 0.1242	0.0072 0.0660	-0.0000 0.1242
-0.0033 -0.0033	-0.0000 0.0426	0.0025 0.0735	-0.0000 0.0426
-0.0037 -0.0037	-0.0000 -0.0325	-0.0019 0.0782	-0.0000 -0.0325
-0.0040 -0.0040	0.0000 -0.0958	-0.0056 0.0797	-0.0000 -0.0958
-0.0040 -0.0041	0.0000 -0.1435	-0.0084 0.0778	0.0000 -0.1435
-0.0039 -0.0039	0.0000 -0.1742	-0.0102 0.0732	0.0000 -0.1742
-0.0036 -0.0037	0.0000 -0.1887	-0.0110 0.0665	0.0000 -0.1887
-0.0033 -0.0033	0.0000 -0.1895	-0.0110 0.0585	0.0000 -0.1895
-0.0029 -0.0029	0.0000 -0.1799	-0.0105 0.0501	0.0000 -0.1799
-0.0024 -0.0024	0.0000 -0.1634	-0.0095 0.0419	0.0000 -0.1634
-0.0020 -0.0020	0.0000 -0.1432	-0.0083 0.0342	0.0000 -0.1432
-0.0016 -0.0016	0.0000 -0.1217	-0.0071 0.0274	0.0000 -0.1217
-0.0013 -0.0013	0.0000 -0.1005	-0.0059 0.0216	0.0000 -0.1005
-0.0010 -0.0010	0.0000 -0.0808	-0.0047 0.0166	0.0000 -0.0808
-0.0008 -0.0008	0.0000 -0.0630	-0.0037 0.0125	0.0000 -0.0630
-0.0006 -0.0006	0.0000 -0.0475	-0.0028 0.0092	0.0000 -0.0475
-0.0004 -0.0004	0.0000 -0.0342	-0.0020 0.0065	0.0000 -0.0342

Outra vantagem desta escolha é que este reduz o efeito do erro de implementação (reduz a norma $\|\mathbf{G}^{x^*}\|$, veja Tabela 3.1) nos estados. Como pode ser visto na Tabela 3.2, as combinações 3 ($\mathbf{W} = \mathbf{G}^{x^T}$) e 4 (obtida por otimização) são equivalentes em relação à matriz $\mathbf{G}_d^{x^*}$, as matrizes são exatamente as mesmas em ambos os casos. Porém, quando se analisa \mathbf{G}^{x^*} separadamente, percebe-se que o uso de $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{x^T}$ fornece um melhor resultado. A razão é que na otimização está-se somente interessado na norma $\left\| \begin{bmatrix} \mathbf{G}^{x^*} & \mathbf{G}_d^{x^*} \end{bmatrix} \right\|$ e, neste caso, a norma da matriz $\mathbf{G}_d^{x^*}$ é muito mais importante que a matriz \mathbf{G}^{x^*} . Isto pode ser facilmente visto quando se analisa a Tabela 3.1 mais atentamente. Embora o valor de $\|\mathbf{G}^{x^*}\|$, para a combinação 4, seja grande (0,2560), o valor de $\left\| \begin{bmatrix} \mathbf{G}^{x^*} & \mathbf{G}_d^{x^*} \end{bmatrix} \right\|$ é quase o mesmo que o valor de $\|\mathbf{G}_d^{x^*}\|$ (é importante enfatizar que, embora os valores de $\|\mathbf{G}_d^{x^*}\|$ e $\left\| \begin{bmatrix} \mathbf{G}^{x^*} & \mathbf{G}_d^{x^*} \end{bmatrix} \right\|$ apresentados na Tabela 3.1 para as combinações 3 e 4 sejam os mesmos, na realidade os valores de $\left\| \begin{bmatrix} \mathbf{G}^{x^*} & \mathbf{G}_d^{x^*} \end{bmatrix} \right\|$ são um pouco maiores que $\|\mathbf{G}_d^{x^*}\|$, a diferença não aparece devido ao truncamento que foi feito).

Como pode ser visto na Tabela 3.2, a escolha de $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{x^T}$ não resulta em controle perfeito para as composições de topo e de fundo, porém esta reduz a sensibilidade dos estados no meio da coluna (ao redor de 0,4) a variações nos distúrbios. Este ponto é importante para evitar os efeitos das não-linearidades no processo.

3.5. CONCLUSÕES

Neste capítulo mostrou-se que é possível controlar perfeitamente (tendo rejeição perfeita do distúrbio e minimizando os efeitos dos erros de implementação, ao menos em estado estacionário) qualquer combinação dos estados se houver suficientes medidas disponíveis.

Além disso, foi mostrada a importância do uso da combinação dos estados como variáveis primárias. Embora a escolha das composições de topo e de fundo de uma coluna de destilação seja boa para rejeitar perfeitamente os distúrbios, esta falha na rejeição do erro de implementação e também não fornece um bom controle dos estados no meio da coluna.

A escolha de $\mathbf{W} = \mathbf{G}^{x^T}$ provou ser a melhor escolha se o objetivo for manter os estados tão próximos quanto possível de seus valores desejados (nominais). Este rejeita muito bem os distúrbios e os erros de implementação, embora não resulte num controle perfeito das composições de topo e de fundo.

3.6. NOMENCLATURA

- #**d** número de distúrbios medidos
- #**u** número de entradas manipuladas
- #**y** número de medidas
- c** variável controlada secundária
- d** distúrbios

G_1 , G_{d1} , G^y , G_d^y matrizes de ganho em estado estacionário, ver Equações

(3.1) e (3.2)

H matriz que representa a combinação das medidas

n^y ruído de medida

P_c ganho parcial das variáveis secundárias

P_d ganho parcial do distúrbio

u variáveis manipuladas

W matriz de ponderação dos estados

x estados

y medidas disponíveis

y_1 variáveis controladas primárias

Letras gregas

Δ variação

3.7. BIBLIOGRAFIA

HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S.; MORUD, J. C.; ALSTAD, V. Optimal selection of controlled variables. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 42, n. 14, p. 3273-3284, 2003.

SKOGESTAD, S. Control structure design for complete chemical plants. Computers and Chemical Engineering, n. 1-2, v. 28, p. 219-234, 2004.

SKOGESTAD, S.; POSTLETHWAITE, I. *Multivariable Feedback Control*. John Wiley & Sons, 1996.

STRANG, G. *Linear Algebra and its Applications*. Academic Press, 1980.

Capítulo 4

Medida de Complexidade para Diagramas de Bloco

Este capítulo é uma versão estendida do seguinte trabalho:

HORI, E. S.; SKOGESTAD, S. KWONG, W. H. Complexity measure for block diagrams. In: Anais do XV Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2004.

RESUMO

O conceito de complexidade tem sido muito estudado nos últimos anos em muitas áreas diferentes, como análise de sistemas, processos manufatureiros e economia. Embora muitos autores no assunto tenham a mesma compreensão qualitativa de complexidade, uma transição desta compreensão qualitativa para uma forma quantitativa seria altamente desejável e necessária. A falta de compreensão nesta área tem impedido os planejadores de decidir quanta integração é benéfica e além de que ponto a integração seria prejudicial para a performance do sistema de controle, desde que decisões corretas são difíceis de se fazer devido à alta complexidade do sistema. O objetivo deste capítulo é apresentar um método para quantificar a complexidade estática de um diagrama de blocos numa forma que possa ser útil para a seleção da melhor estrutura de controle para um determinado processo. O método é aplicado em vários exemplos de diagramas de bloco. A importância desta avaliação é ajudar a produzir boas estruturas de controle com a mínima complexidade possível devido ao fato de que os custos de implementação aumentam à medida que os sistemas se tornam mais complexos. Uma vez determinada uma forma para quantificá-la, pode-se obter uma estrutura que minimize a complexidade de um sistema de controle que tenha o mesmo desempenho.

ABSTRACT

The concept of complexity has been widely studied in the last years in several different areas, e.g., system analysis, manufacturing processes, and economics. Although many writers on the subject understand qualitatively similar things by the term "complexity", a transition from this qualitative understanding to a quantitative approach would be highly desirable and necessary. The lack of understanding in this area has hindered planners in deciding how much integration is beneficial and beyond which point integration is actually detrimental to system performance, since correct decisions are difficult to make due to high system complexity. The objective of this paper is to present a method to quantify the static complexity of a block diagram in a way that can be useful for the selection of the best control structure for a determined process. The method is applied in several block-diagram examples. The importance of this evaluation is to help to produce good control structures with the smaller possible complexity due to the fact that the costs of implementation increase in large complex systems. Once determined a way to quantify it, it is possible to minimize the complexity of this system keeping the same control performance.

4.1. INTRODUÇÃO

O conceito de complexidade tem sido muito estudado nos últimos anos em muitas áreas diferentes, por exemplo análise de sistemas (Ben-Hur et al., 2002; Takahashi, 1997), processos de manufatura (Deshmukh et al., 1998; Efstathiou et al., 1999; Fjeldsøe-Nielsen, 1999; Calinescu et al., 2000; Sivadasan et al., 2000; Sadhukhan et al., 2003), economia (Rycroft e Kash, 1999), matemática (McCabe, 1976; Allender et al., 1999; Bläser, 1999 e 2003), ciência da computação (Werschulz e Woźniakowski, 2002), ecossistemas (Zorach e Ulanowicz, 2003).

Klir (1985) observou que as definições de complexidade do *Webster's Third International Dictionary* são as que seguem:

1. Tendo muitas e variadas partes interrelacionadas, padrões ou elementos e, conseqüentemente, difícil de se entender completamente;
2. Sendo marcado por um envolvimento de muitas partes, aspectos, detalhes, noções e necessitando intenso estudo ou exame para compreender.

Outras definições de complexidade podem ser encontradas em muitas outras áreas de pesquisa:

1. Complexidade é a falta de ligação no sistema (Casti, 1979);
2. Extrapolando de vários contextos diferentes nos quais a idéia de complexidade é usada, um sistema complexo pode se referir a um sistema cuja estrutura estática ou comportamento dinâmico é contra-intuitivo ou imprevisível (Casti, 1979);
3. Em geral, associa-se complexidade com algo difícil de entender (Flood e Carson, 1988);

4. Sistemas complexos são, tipicamente, organizações feitas de muitas partes heterogêneas interagindo localmente na ausência de um marcador e controle centralizado. Imagine, por exemplo, a economia, o cérebro, o metabolismo celular ou o tráfego de Los Angeles. Pode ser fácil de se descrever a composição de um sistema, mas é muito mais difícil descrever seu comportamento global (Fontana e Ballati, 1999).

A complexidade pode se referir também a um sistema que tenha padrões de conexão entre subsistemas tais que a predição do comportamento do sistema seja difícil sem uma análise computacional, ou a um sistema no qual a estrutura de tomada de decisão torne difícil de avaliar os efeitos das escolhas individuais (Löfgren, 1977).

Embora muitos autores no assunto tenham a mesma compreensão qualitativa do termo “complexidade”, uma transição deste entendimento qualitativo para uma aproximação quantitativa seria uma etapa altamente desejável e necessária para se encontrar a ciência da complexidade (Calinescu et al., 2000).

A falta de compreensão nesta área tem impedido os planejadores em decidir quanta integração é benéfica e além de qual ponto a integração é prejudicial à performance do sistema, desde que decisões corretas são difíceis de se fazer devido à alta complexidade do sistema (Deshmukh et al., 1998).

De acordo com Deshmukh et al. (1998), a complexidade de um sistema físico pode ser caracterizada em termos de sua estrutura estática ou do comportamento dependente do tempo. Complexidade estática pode ser vista como uma função da estrutura do sistema, padrões de conexão, variedade de

componentes e forças das interações. Complexidade dinâmica se preocupa com a imprevisibilidade do comportamento do sistema sob um período de tempo.

Frizelle e Woodcock (1995) aplicaram a medida de complexidade teórica baseada em entropia em sistemas de entrada e saída de manufatura interna. Seu trabalho inclui um modelo matemático que provê uma medida para a complexidade do fluxo material encontrado numa operação manufatureira, do ponto de vista de um produto se movendo através de um sistema. Este artigo reporta adicionais desenvolvimentos de aplicação do conceito teórico de entropia (Fast, 1970) de sua base teórica e matemática para sua aplicação prática em medir tanto a complexidade da informação quanto do material numa cadeia de suprimento.

De acordo com Deshmukh et al. (1998): “Outra consequência importante de se desenvolver uma estrutura analítica para a complexidade seria ajudar planejadores de manufatura a gerenciar desejados níveis de complexidade no sistema dependendo de mudanças nas condições operacionais, visto a complexidade não pode ser completamente eliminada”. Embora isto tenha sido escrito para processos manufatureiros, pode ser aplicado também em controle.

De acordo com Nett (1989) quanto mais complexo for o sistema de controle, maior o seu custo, menor a sua confiabilidade e mais difícil mantê-lo. Então, é geralmente desejável que a complexidade do sistema de controle e, em particular, da camada de controle regulatório seja a menor possível (Skogestad, 2004).

O objetivo deste trabalho é apresentar um método para se quantificar a complexidade de um diagrama de blocos que possa ser útil para estudos de estruturas de controle.

4.2. DEFINIÇÕES MATEMÁTICAS DE COMPLEXIDADE DE BLOCOS

Skogestad (2004) introduz um número de complexidade estrutural Π_s como sendo:

$$\Pi_s = \#medidas + \#manipuladas + \underbrace{\#blocos + \#parametros\ do\ controlador}_{\text{complexidade de diagrama de bloco } (C_s)} \quad (4.1)$$

onde o número de medidas e manipuladas se refere àquelas usadas pelo controlador independente. A complexidade do bloco é o número de blocos mais o número de parâmetros de controle independentes ajustáveis. Neste caso, um bloco multivariável é contado como tendo complexidade 1. O problema em se contar blocos multivariáveis como tendo complexidade 1 é que não se considera a complexidade dentro do bloco. Este resultado pode ser, em alguns casos, enganoso.

Nesta seção são apresentadas duas possíveis definições de complexidade de bloco ($\#blocos + \#parametros\ do\ controlador$ da Equação (4.1)) que podem ser úteis para estudos de estruturas de controle.

4.2.1. Definição de bloco-soma² e de bloco-divisão³

Nesta seção, dois termos serão definidos, os quais serão utilizados no restante do capítulo para o cálculo da medida de complexidade: bloco-soma e bloco-divisão. A Figura 4.1 apresenta esses dois tipos de blocos.

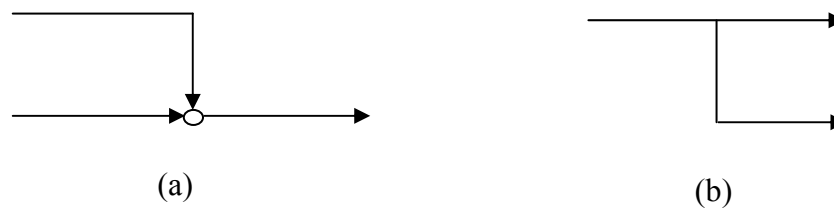


Figura 4.1. Definições de bloco-soma e bloco-divisão.

O bloco-soma é definido como sendo o bloco no qual dois ou mais fluxos se encontram formando um novo fluxo, como mostrado pela Figura 4.1a.

Da mesma forma, o bloco-divisão é definido como sendo o nó onde dois ou mais fluxos se dividem, como mostrado pela Figura 4.2b.

4.2.2. Definição de complexidade 1 (incluindo blocos-soma)

Para se calcular a complexidade de um diagrama de blocos será considerado que se tenha somente sistemas SISO (neste caso será considerado que todos os sistemas MIMO possam ser representados por um conjunto de sistemas SISO). O cálculo da complexidade envolve o número de fluxos que entram num bloco-soma e o número de parâmetros independentes ajustáveis do sistema (constantes não são consideradas, por exemplo, valores fixos, conversões de unidades, escalonamento). A complexidade do bloco i é dada por:

² O termo “bloco-soma” é uma tradução literal do termo em inglês “sum-block”. Representa, num diagrama de blocos, os pontos onde dois ou mais fluxos se encontram para se somarem ou subtraírem.

³ O termo “bloco-divisão” é uma tradução literal do termo em inglês “splitting-block”. Este termo representa os pontos (num diagrama de blocos) onde um fluxo se divide em dois ou mais fluxos.

$$C_{b,i} = \# \text{parametros} - \# \text{blocos-soma} + \text{numero de fluxos} =$$

$$n_{p,i} + \sum_{j=1}^{n_{s,i}} (F_{j,i} - 1) = n_{p,i} - n_{s,i} + \sum_{j=1}^{n_{s,i}} F_{j,i} \quad (4.2)$$

onde:

$n_{p,i}$ é o número de parâmetros independentes dentro do bloco i

$n_{s,i}$ é o número de blocos-soma dentro do bloco i

$F_{j,i}$ é o número de fluxos (dentro do bloco i) que entram no bloco-soma j

A complexidade total do sistema é a soma das complexidades de cada bloco mais o número de fluxos que entram em blocos-soma e que não pertençam a nenhum outro bloco:

$$C_s = \sum_{i=1}^{n_b} C_{b,i} + \sum_{j=1}^{n_s} (F_j - 1) = \sum_{i=1}^{n_b} C_{b,i} + \sum_{j=1}^{n_s} F_j - n_s \quad (4.3)$$

onde:

n_b é o número de blocos do sistema

n_s é o número de blocos-soma do sistema

F_j é o número de fluxos que entram no bloco-soma j

A complexidade total para sistemas sem realimentação pode ser interpretada como sendo o número total de parâmetros mais o número total de operações básicas (soma, subtração, multiplicação e divisão). Se, no diagrama, houver outras operações como seno, logaritmo ou funções mais complexas, estas operações teriam maior complexidade, mas isto não é o escopo deste trabalho.

4.2.3. Definição de complexidade 2 (incluindo blocos-divisão)

Outra possível definição de complexidade de um diagrama de blocos é a inclusão de blocos-divisão ao invés de blocos-soma. Neste caso, a complexidade é definida como:

$$C_{b,i} = n_{p,i} + \sum_{j=1}^{n_{sp,i}} (F_{j,i}^* - 1) = n_{p,i} - n_{sp,i} + \sum_{j=1}^{n_{sp,i}} F_{j,i}^* \quad (4.4)$$

onde:

$n_{sp,i}$ é o número de blocos-divisão dentro do bloco i

$F_{j,i}^*$ é o número de fluxos (dentro do bloco i) que entram no bloco-divisão j

A complexidade total é:

$$C_s = \sum_{i=1}^{n_b} C_{b,i} + \sum_{j=1}^{n_{sp}} (F_j^* - 1) = \sum_{i=1}^{n_b} C_{b,i} + \sum_{j=1}^{n_{sp}} F_j^* - n_{sp} \quad (4.5)$$

onde:

n_b é o número de blocos do sistema

n_{sp} é o número de blocos-divisão do sistema

F_j^* é o número de fluxos que entram no bloco-divisão j

4.3. EXEMPLOS

Nesta seção serão apresentados alguns exemplos com o objetivo de mostrar a importância da complexidade de diagrama de blocos e comparar ambas as definições.

4.3.1. Exemplo 1

Considere a Figura 4.2.

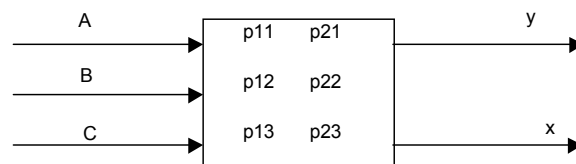


Figura 4.2. Diagrama de blocos multivariável.

Este é um diagrama de blocos multivariável. Se a complexidade deste sistema for calculada sem se olhar dentro do bloco multivariável, o resultado seria igual a sete (seis parâmetros independentes e um bloco multivariável). Embora isto possa ser considerado um bom resultado, na seção anterior assumiu-se que a medida de complexidade possa ser calculada somente para diagramas de bloco com blocos SISO. Então, para ser capaz de calcular sua complexidade, é necessário conhecer o que ocorre dentro deste bloco (quais são as relações entre as entradas e as saídas). A Figura 4.3 fornece duas possíveis relações entre as entradas e as saídas.

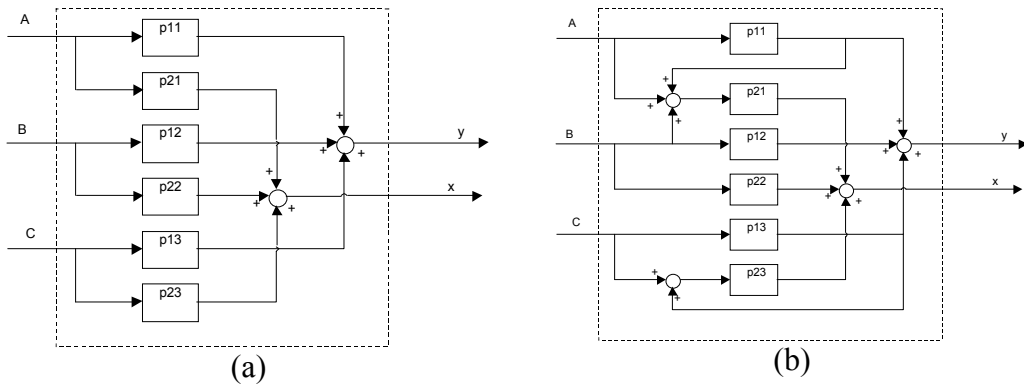


Figura 4.3. Duas possíveis representações de diagramas de blocos da Figura 4.2.

As Figuras 4.3a e b são representadas, respectivamente, pelas Equações (4.6) e (4.7):

$$\begin{aligned} y &= p_{11}A + p_{12}B + p_{13}C \\ x &= p_{21}A + p_{22}B + p_{23}C \end{aligned} \tag{4.6}$$

$$\begin{aligned} y &= p_{11}A + p_{12}B + p_{13}C \\ x &= p_{21}(1 + p_{21})A + (p_{21} + p_{22})B + p_{23}(1 + p_{23})C \end{aligned} \tag{4.7}$$

A complexidade destes dois diagramas de bloco são: para a Figura 4.3a o número de parâmetros é igual a 6 ($n_{p,i} = 6$), o número de blocos-soma é igual a 2 ($n_{s,i} = 2$), o número de blocos-divisão é igual a 3 ($n_{sp,i} = 3$) e há 6 fluxos entrando

nos blocos-soma ($\sum_{j=1}^{n_{s,i}} F_{j,i} = 6$) e 6 fluxos deixando blocos-divisão ($\sum_{j=1}^{n_{sp,i}} F_{j,i}^* = 6$).

Então, o número de complexidade deste bloco é igual a 10 (definição 1, ver seção 4.2.2) ou 9 (definição 2, ver seção 4.2.3). Fazendo o mesmo cálculo para a Figura

4.3b ($n_{p,i} = 6, n_{s,i} = 4, n_{sp,i} = 6, \sum_{j=1}^{n_s} F_{j,i} = 11$ e $\sum_{j=1}^{n_{sp,i}} F_{j,i}^* = 12$) a complexidade

resultante do bloco é igual a 13 (definição 1) e 12 (definição 2). Com isso,

comprova-se que, como esperado, a complexidade da Figura 4.3a é menor que a da Figura 4.3b (para ambas as definições). Este resultado mostra o perigo de considerar que um bloco MIMO tenha sempre a mesma complexidade pois, embora ambas as Figuras 4.3a e b representem o bloco MIMO da Figura 4.2, elas possuem diferentes complexidades.

Em geral, a representação de blocos da Figura 4.2 é a Figura 4.3a. Neste caso ou quando não se sabe exatamente como é a estrutura dentro do bloco MIMO (neste caso, supõe-se que a estrutura seja como na Figura 4.3a), há uma forma mais fácil de se estimar a complexidade do bloco para as definições 1 e 2, respectivamente:

$$C_{b,i} = (2n_{i,i} - 1)n_{o,i} \quad (4.8)$$

$$C_{b,i} = (2n_{o,i} - 1)n_{i,i} \quad (4.9)$$

onde $n_{i,i}$ é o número de entradas do bloco i e $n_{o,i}$ é o número de saídas do bloco i .

4.3.2. Exemplo 2

Para um exemplo mais complexo considere o sistema apresentado na Figura 4.4.

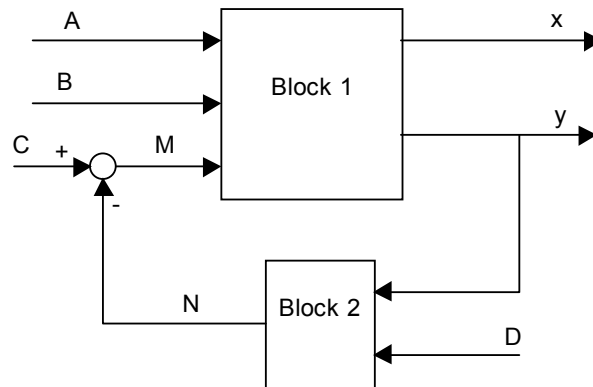


Figura 4.4. Diagrama de blocos com dois blocos MIMO separados.

A complexidade global do sistema representado pela Figura 4.4 é a soma das complexidades dos blocos 1 e 2 e dos blocos-soma. Os blocos 1 e 2 estão detalhados na Figura 4.5.

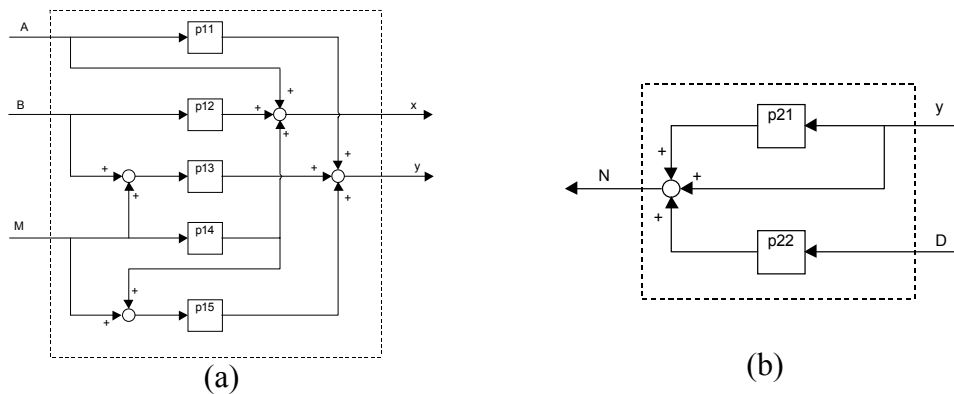


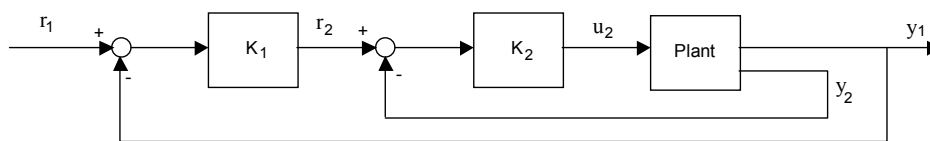
Figura 4.5. Representação dos blocos 1 (a) e 2 (b) da Figura 4.4.

Se não for considerado o que está dentro dos blocos na Figura 4.4 (considerando-se o bloco MIMO como tendo complexidade igual a 1), obtém-se complexidades 7 para bloco (6 parâmetros e 1 bloco MIMO) e 3 para o bloco 2 (2 parâmetros e 1 bloco MIMO), 2 fluxos entrando um bloco-soma e 2 deixando um bloco-divisão. Assim, a complexidade total seria 11 para ambas as definições.

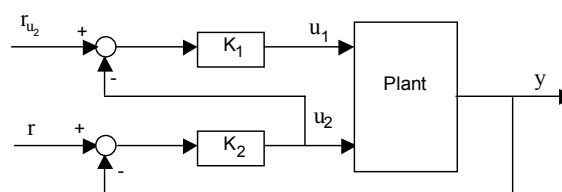
Porém, quando se olha dentro dos blocos 1 e 2 (veja Figura 4.5), percebe-se que a complexidade para o bloco 1 seria 11 (definição 1) e 10 (definição 2) e, para o bloco 2, seria 4 (definição 1) e 3 (definição 2). Assim, a complexidade total do sistema representado pela Figura 4.4 seria 16 (definição 1) e 14 (definição 2).

4.3.3. Exemplo 3

Neste exemplo serão aplicadas as medidas de complexidade sugeridas para alguns diagramas de blocos apresentados por Skogestad e Postlethwaite (1996). As Figuras 4.6a e b, 4.7, 4.8 e 4.9 são, respectivamente, as Figuras 10.3a e b, 10.4, 10.5 e 10.8 do livro de Skogestad e Postlethwaite (1996).



(a) Controle em cascata convencional (número extra de medidas y_2)



(b) Reajuste da entrada (número extra de entradas u_2)

Figura 4.6. Implementações em cascata.

A Figura 4.6 apresenta duas típicas configurações de controle com número extra de medidas (Figura 4.6a) e de manipuladores (Figura 4.6b). A vantagem da implementação em cascata convencional é que esta desacopla mais claramente o projeto dos dois controladores.

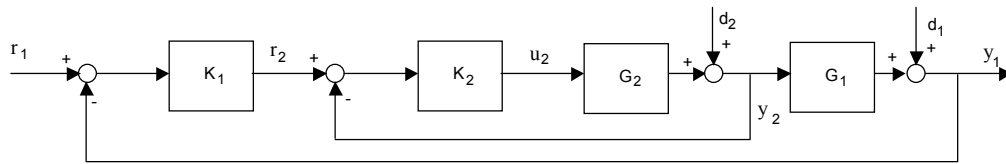


Figura 4.7. Caso comum de controle em cascata onde a saída primária y_1 depende diretamente das medidas em excesso y_2 .

As complexidades das Figuras 4.6-4.9 estão apresentadas na Tabela 4.1, assim como as complexidades dos outros exemplos. Para cada figura apresenta-se a complexidade usando ambas as definições.

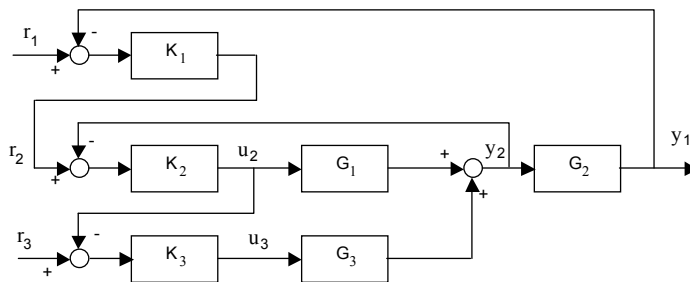


Figura 4.8. Configuração de controle com duas camadas de controle em cascata.

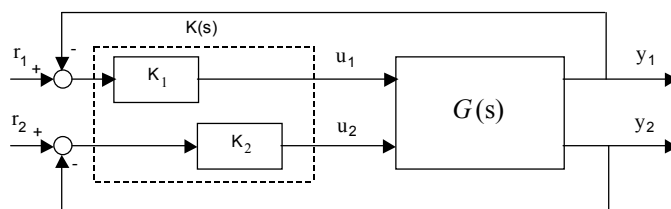


Figura 4.9. Controle descentralizado diagonal de uma planta 2×2 .

Tabela 4.1. Comparações entre as definições de complexidade.

Examples	Definition 1	Definition 2
Figura 4.3a	10	9
Figura 4.3b	13	12
Figuras 4.4 e 4.5	16	14
Figura 4.6a	5	4
Figura 4.6b	5	5
Figura 4.7	8	6
Figura 4.8	10	9
Figura 4.9	5	5

A Tabela 4.1 mostra que ambas as definições são equivalentes. A diferença está, basicamente, em qual pode ser considerada mais importante para se medir a complexidade, bloco-soma ou bloco-divisão. É importante notar que se deve usar somente uma delas, nunca ambas as definições ao mesmo tempo. É importante lembrar também que não se pode comparar a complexidade de duas estruturas calculadas por duas definições diferentes. Neste caso, deve-se escolher uma definição e usá-la em todas as estruturas.

4.4. APLICAÇÃO AO CONTROLE PERFEITO INDIRETO

Uma importante aplicação da medida de complexidade está no uso de controle perfeito indireto. No capítulo 2 foi mostrado que é possível obter controle perfeito indireto das variáveis controladas primárias (pelo menos em estado estacionário) na presença de distúrbios não-medidos. Para isso é necessário que se tenha uma quantidade suficiente de variáveis medidas independentes e que se mantenha constante uma combinação linear das mesmas. A quantidade de variáveis medidas deve ser, no mínimo, igual à soma da quantidade de variáveis manipuladas e da quantidade de distúrbios presentes no processo.

Considere que se tenha o seguinte modelo linear em estado estacionário:

$$\Delta y_1 = \mathbf{G}_1 \Delta \mathbf{u} + \mathbf{G}_{d1} \Delta \mathbf{d} \quad (4.11)$$

$$\Delta \mathbf{y} = \mathbf{G}^y \Delta \mathbf{u} + \mathbf{G}_d^y \Delta \mathbf{d} \quad (4.12)$$

onde:

Δy_1 - variáveis primárias (combinação dos estados)

$\Delta \mathbf{y}$ - medidas disponíveis

$\Delta \mathbf{u}$ - variáveis manipuladas

$\Delta \mathbf{d}$ - distúrbios

Demonstrou-se, no Capítulo 2, que, havendo quantidade suficiente de medidas, pode-se ter controle perfeito indireto das variáveis primárias ao se combinar as variáveis medidas da seguinte forma:

$$\Delta \mathbf{c} = \mathbf{H} \Delta \mathbf{y} = \underbrace{\mathbf{H} \mathbf{G}^y}_{\mathbf{G}} \Delta \mathbf{u} + \underbrace{\mathbf{H} \mathbf{G}_d^y}_{\mathbf{G}_d} \Delta \mathbf{d} \quad (4.13)$$

onde:

$\Delta \mathbf{c}$ - variáveis secundárias (combinação das variáveis medidas)

\mathbf{H} - matriz da combinação linear das variáveis medidas

A solução para este problema é dada pela Equação (4.14):

$$\mathbf{H} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \underbrace{\begin{bmatrix} \mathbf{G}_1 & \mathbf{G}_{d1} \end{bmatrix}}_{\mathbf{G}_1} \underbrace{\begin{bmatrix} \mathbf{G}^y & \mathbf{G}_d^y \end{bmatrix}^{-1}}_{\mathbf{G}^{y-1}} \quad (4.14)$$

onde \mathbf{P}_{c0} é uma matriz que relaciona a combinação de medidas às saídas primárias. Esta matriz pode ser escolhida arbitrariamente.

O problema desta aproximação é que a matriz \mathbf{H} resultante é uma matriz cheia, tornando a estrutura de controle complexa demais. Assim quer-se reduzir a complexidade deste sistema de controle, porém mantendo-se a propriedade de rejeição perfeita do distúrbio. Para isso, divide-se a matriz \mathbf{H} em duas partes ($\mathbf{H} = [\mathbf{H}_1 \quad \mathbf{H}_2]$), onde \mathbf{H}_1 é uma matriz quadrada. Caso se queira \mathbf{H}_1 igual à matriz identidade (para se reduzir ainda mais a complexidade do sistema), deve-se também dividir as seguintes matrizes:

$$\mathbf{G}^y = \begin{bmatrix} \mathbf{G}^{y_1} \\ \mathbf{G}^{y_2} \end{bmatrix} \quad \mathbf{G}_d^y = \begin{bmatrix} \mathbf{G}_d^{y_1} \\ \mathbf{G}_d^{y_2} \end{bmatrix} \quad (4.15)$$

onde \mathbf{G}^{y_1} é uma matriz quadrada.

A Equação (4.14) pode ser escrita como:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{G}^y & \mathbf{G}_d^y \end{bmatrix} \mathbf{H} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \begin{bmatrix} \mathbf{G}_1 & \mathbf{G}_{d1} \end{bmatrix} \quad (4.16)$$

ou

$$\begin{bmatrix} \mathbf{G}^{y_1} \\ \mathbf{G}^{y_2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{H}_1 & \mathbf{H}_2 \end{bmatrix} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_1 \quad (4.17)$$

$$\begin{bmatrix} \mathbf{G}_d^{y_1} \\ \mathbf{G}_d^{y_2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{H}_1 & \mathbf{H}_2 \end{bmatrix} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_{d1} \quad (4.18)$$

As Equações (4.17) e (4.18) se tornam, então:

$$\mathbf{H}_1 \mathbf{G}^{y_1} + \mathbf{H}_2 \mathbf{G}^{y_2} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_1 \quad (4.19)$$

$$\mathbf{H}_1 \mathbf{G}_d^{y_1} + \mathbf{H}_2 \mathbf{G}_d^{y_2} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_{d1} \quad (4.20)$$

Isolando \mathbf{H}_1 da Equação (4.19), tem-se:

$$\mathbf{H}_1 = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} - \mathbf{H}_2 \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \quad (4.21)$$

A substituição da Equação (4.21) na Equação (4.20) resulta em:

$$\left(\mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} - \mathbf{H}_2 \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \right) \mathbf{G}_d^{y_1} + \mathbf{H}_2 \mathbf{G}_d^{y_2} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_{d1} \quad (4.22)$$

$$\mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} - \mathbf{H}_2 \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} + \mathbf{H}_2 \mathbf{G}_d^{y_2} = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_{d1} \quad (4.23)$$

$$\mathbf{H}_2 \left(\mathbf{G}_d^{y_2} - \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right) = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \left(\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right) \quad (4.24)$$

$$\mathbf{H}_2 = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \left(\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right) \left(\mathbf{G}_d^{y_2} - \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right)^{-1} \quad (4.25)$$

Substituindo a Equação (4.25) na Equação (4.21):

$$\mathbf{H}_1 = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} - \mathbf{P}_{c0}^{-1} \left(\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right) \left(\mathbf{G}_d^{y_2} - \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right)^{-1} \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \quad (4.26)$$

$$\mathbf{H}_2 = \mathbf{P}_{c0}^{-1} \left(\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right) \left(\mathbf{G}_d^{y_2} - \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right)^{-1} \quad (4.27)$$

Se \mathbf{P}_{c0} , o qual pode ser escolhido arbitrariamente, for considerado como sendo igual a:

$$\mathbf{P}_{c0} = \left[\mathbf{G}_1 - \left(\mathbf{G}_{d1} - \mathbf{G}_1 \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right) \left(\mathbf{G}_d^{y_2} - \mathbf{G}^{y_2} \mathbf{G}^{y_1} \mathbf{G}_d^{y_1} \right)^{-1} \mathbf{G}^{y_2} \right] \mathbf{G}^{y_1} \quad (4.28)$$

então pode-se concluir que $\mathbf{H}_1 = \mathbf{I}$.

Pela Equação (4.28) pode-se facilmente verificar que esta solução é única, isto é, há somente uma matriz \mathbf{P}_{c0} e, conseqüentemente, somente uma matriz \mathbf{H}_2 que resulta em $\mathbf{H}_1 = \mathbf{I}$.

Para se comparar a complexidade das estruturas de controle dadas por estas duas formas de se calcular a matriz \mathbf{H} usar-se-á o exemplo da coluna de destilação apresentada no Capítulo 2. Neste exemplo considera-se que as vazões (L , V , D e B) são as variáveis medidas disponíveis. Assim, a combinação original das variáveis medidas (com matriz \mathbf{H} cheia) é representada por:

$$\begin{aligned} c_1 &= h_{11}L + h_{12}V + h_{13}D + h_{14}B \\ c_2 &= h_{21}L + h_{22}V + h_{23}D + h_{24}B \end{aligned} \quad (4.29)$$

Esta estrutura de controle tem complexidade igual a 14 (definição 1) ou 12 (definição 2).

A segunda combinação de variáveis (impondo \mathbf{H}_1 igual à identidade) é:

$$\begin{aligned} c_1 &= L + h_{13}^*D + h_{14}^*B \\ c_2 &= V + h_{23}^*D + h_{24}^*B \end{aligned} \quad (4.30)$$

Esta estrutura de controle tem complexidade igual a 8 (usando a definição 1) ou 6 (usando a definição 2). É importante frisar que ambas as estruturas possuem a mesma característica de rejeição perfeita do distúrbio.

Assim, independentemente de qual definição for usada, demonstrou-se, por este exemplo, a importância de se obter estruturas de controle com as mesmas características (rejeição perfeita do distúrbio) mas com reduzida complexidade.

4.5. CONCLUSÕES

Este capítulo apresentou duas formas similares de se calcular a complexidade de diagramas de bloco. A importância desta avaliação é ajudar a se produzir boas estruturas de controle com a menor complexidade possível devido ao fato de que os custos de implementação aumentam em grandes sistemas complexos.

Independentemente da escolha da definição, para se comparar duas estruturas diferentes, o projetista deve sempre usar a mesma definição de complexidade. Um ponto importante a se enfatizar é que embora se possa contar tanto blocos-soma quanto blocos-divisão, não se deve usá-los ao mesmo tempo visto que, ao se fazer isso, está-se contando duas vezes.

Foi mostrado também, pela aplicação destas definições ao controle perfeito indireto, que é possível se obter uma estrutura de controle com mínima complexidade sem perda de desempenho.

4.6. NOMENCLATURA

$C_{b,i}$ complexidade do bloco i

C_s complexidade total

F_j número de fluxos que entram no bloco-soma j

F_j^* número de fluxos que entram no bloco-divisão j

$F_{j,i}$ número de fluxos (dentro do bloco i) que entram no bloco-soma j

$F_{j,i}^*$ número de fluxos (dentro do bloco i) que entram no bloco-divisão j

- n_b número de blocos do sistema
- $n_{i,i}$ número de fluxos de entrada do bloco i
- $n_{o,i}$ número de fluxos de saída do bloco i
- $n_{p,i}$ número de parâmetros independentes dentro do bloco i
- n_b número de blocos do sistema
- $n_{s,i}$ número de blocos-soma dentro do bloco i
- $n_{sp,i}$ número de blocos-divisão dentro do bloco i
- n_{sp} número de blocos-divisão do sistema

Letras gregas

- Π_s complexidade estrutural

4.6. BIBLIOGRAFIA

- ALLENDER, E.; BEALS, R.; OGIHARA, M. The complexity of matrix rank and feasible systems of linear equations. Computational Complexity, v. 8, p. 99-126, 1999.
- BEN-HUR, A.; SIEGELMANN, H. T.; FISHMAN, S. A theory of complexity for continuous time systems. Journal of Complexity, v. 18, p.51-86, 2002.
- BLÄSER, M. Lower bounds for the multiplicative complexity of matrix multiplication. Computing Complexity, v. 8, p. 203-226, 1999.
- BLÄSER, M. On the complexity of the muktiplication of matrices of small formats. Journal of Complexity, v. 19, p. 43-60, 2003.
- CALINESCU, A.; EFSTATHIOU, J.; SIVADASAN, S.; SCHIRN, J.; HUATUCO, L. H. Complexity in manufacturing: an information theoretic approach. Proceedings of the International Conference on Complex Systems and Complexity in Manufacturing, Warwick University, 2000.

- CASTI, J. Connectivity, complexity, and catastrophe in large-scale systems. John Wiley, New York, 1979.
- DESHMUKH, A. V.; TALAVAGE, J. J.; BARASH, M. M. Complexity in manufacturing systems, Part 1: Analysis of static complexity. IEEE Transactions, v. 30, p. 645-655, 1998.
- EFSTATHIOU, J.; CALINESCU, A.; SCHIRN, J.; FJELDSØE-NIELSEN, L.; SIVADASAN, S. An expert system for assessing the effectiveness of manufacturing systems. Proceedings of the 15th National Conference on Manufacturing Research, Bath University, 1999.
- FAST, J. D. Entropy. Revised Second Edition, Macmillan, London and Basingstoke, 1970.
- FJELDSØE-NIELSEN, L.; EFSTATHIOU, J.; CALINESCU, A.; SIVADASAN, S.; SCHIRN, J. Improving the planning and implementation of manufacturing information systems. Proceedings of the 15th National Conference on Manufacturing Research, Bath University, 1999.
- FLOOD, R. L.; CARSON, E. R. Dealing with complexity. Plenum Press, 1988.
- FONTANA, W.; BALLATI, S. Complexity. Complexity, v. 4, n. 3, p. 14-16, 1999.
- FRIZELLE, G.; WOODCOCK, E. Measuring complexity as an aid to developing operational strategy. International Journal of Operation and Production Management, v. 15, n. 5, p. 26-39, 1995.
- KLIR, G. J. Complexity: some general observations. Systems Research, v. 2, n. 2, p. 131-140, 1985.
- LÖFGREN, L. Complexity of descriptions of systems. International Journal of General Systems, v. 3, p. 197-214, 1977.
- MCCABE, T. J. A complexity measure. IEEE Transactions on Software Engineering, v. SE-2, n. 4, p. 308-320, 1976.
- NETT, C.N.; BERNSTEIN, D. S.; HADDAD, W. M. Minimal complexity control law synthesis, part 1: problem formulation and reduction to optimal static output feedback. Proceedings of the American Control Conference, p. 2056-2064, 1989.
- RYCROFT, R. W.; KASH, D. E. The complexity challenge: technological innovation for the 21st century. Pinter, 1999.
- SADHUKHAN, J., ZHANG N.; ZHU, X. X. Value analysis of complex systems and industrial application to refineries. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 42, p. 5165-5181, 2003.

- SIVADASAN, S.; EFSTATHIOU, J.; FRIZELLE, G.; SHIRAZI, R.; CALINESCU, A. A methodology for measuring complexity in the supply chain. Submitted to the International Journal of Operations and Production Management, 2000.
- SKOGESTAD, S. Control structure design for complete chemical plants. Computers and Chemical Engineering, n. 1-2, v. 28, p. 219-234, 2004.
- TAKAHASHI, R. Software quality classification model based on McCabe's complexity measure. Journal of Systems Software. V. 38, p. 61-69, 1997.
- WERSCHULZ, A. G.; WOŹNIAKOWSKI, H. What is the complexity of volume calculation? Journal of Complexity, v. 18, p. 660-678, 2002.
- ZORACH A. C.; ULANOWICZ, R. E. Quantifying the complexity of flow networks: How many roles are there? Complexity, v. 8, n. 3, p. 68-76, 2003.

Capítulo 5

Controle Coordenado de Controladores QDMC Descentralizados

Este capítulo é uma versão estendida do seguinte trabalho:

HORI, E. S.; KWONG, W. H. Coordenação de controladores descentralizados utilizando-se as ações futuras previstas pelo algoritmo QDMC. In: Anais do XV Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2004.

RESUMO

Apesar dos avanços na síntese de sistemas de controle multivariáveis, o controle descentralizado continua sendo muito popular na indústria de processos químicos. Isto se deve à maior facilidade de se projetar, implementar e ajustar um sistema de controle descentralizado e por ser de fácil compreensão aos operadores. Porém, as plantas químicas modernas, com o objetivo de reduzir os custos de instalação e de produção, estão se tornando cada vez mais complexas, integradas e automatizadas, com muitas correntes de reciclo, acarretando num aumento significativo das interações entre as subunidades. Nesse novo ambiente operacional, as ações isoladas de cada controlador podem vir a prejudicar a performance de outras unidades do processo, caso estas ações sejam feitas de forma descoordenada. Assim, é importante que os controladores levem em consideração, para o cálculo das ações de controle das variáveis manipuladas, os efeitos que estas ações terão sobre as demais subunidades. Dessa forma, necessita-se de uma forma de coordenar as ações dos vários controladores descentralizados. O objetivo deste capítulo é apresentar uma estratégia de controle coordenado das ações de controle de um sistema descentralizado, com vários controladores QDMC (“Quadratic Dynamic Matrix Control”), de forma a melhorar o desempenho de todo o processo. Os resultados das simulações mostram que esta estratégia de coordenação é capaz de melhorar o desempenho do sistema de controle, tanto na presença de distúrbios como em variações dos “set points” do processo.

ABSTRACT

Although there are several advances in the synthesis of multivariable control systems, the decentralized control is still very popular in the chemical process industry. This happens because a decentralized controller is easier to be designed, implemented, adjusted, and understood by the operators. But the modern chemical plants, to reduce installation and production costs, are becoming even more complexes, integrated, and automated, with several recycle streams, causing a significative increase in the interactions among the subunits. In this new operational environment, isolated control actions of each controller can prejudice the performance of the other units if these control actions are done in a non-coordinated way. Then, it is important that the controllers consider, when calculating the control actions of the manipulated variables, the effects that these actions will have over the other subunits. In this way, it is necessary to develop a way to coordinate the actions of several decentralized controllers. The objective of this paper is to present a coordinated control strategy of the control actions of a decentralized system, with several QDMC (“Quadratic Dynamic Matrix Control”) controllers, to improve the performance of the whole process. The simulation results show that this coordination strategy is able to improve the performance of the control system, both in the presence of disturbance and process set point changes.

5.1. INTRODUÇÃO

Antes de se iniciar o desenvolvimento de uma estrutura de controle, é necessário que se decida se o controlador a ser utilizado deve ser centralizado ou descentralizado (ver etapa 6 da Tabela 1.1). Caso se decida por descentralizar o sistema de controle (escolha mais comum), torna-se necessário coordenar as ações de controle dos diversos controladores descentralizados (etapa de coordenação, intermediária entre as etapas 6 e 7 da Tabela 1.1).

5.1.1. Controle centralizado versus controle descentralizado

Os controladores centralizados (MIMO) têm tido um desenvolvimento muito grande nos últimos anos. Estes possuem a vantagem de incorporar, em seu projeto, todas as interações presentes no sistema, enquanto que os controladores descentralizados, baseados em modelos do subsistema local, não o fazem. Apesar dessas vantagens dos controladores centralizados, o controle descentralizado permanece muito popular na indústria de processos químicos.

Hovd e Skogestad (1993) apresentam algumas razões para a popularidade dos controladores descentralizados:

1. Controladores descentralizados são fáceis de implementar;
2. São facilmente compreensíveis aos operadores;
3. Como os operadores compreendem bem os controladores descentralizados, pode-se permitir aos mesmos reajustar os controladores, levando-se em consideração as mudanças nas condições operacionais do processo;

4. A tolerância à falhas (por exemplo, falhas de medidas) pode ser mais facilmente incorporada no projeto de controladores descentralizados do que em controladores centralizados;

5. O sistema de controle pode ser conduzido gradualmente ao “set point” durante a partida do processo e levado, gradualmente, para fora de serviço durante paradas.

Em geral, plantas multi-unidades são sistemas de grande dimensão muito complicados e, por isso, torna-se necessário decompor a planta em alguns subsistemas de menor dimensão, de forma que um controlador possa ser projetado independentemente para cada subsistema (Lee et al., 2000). Um método muito utilizado para decompor sistemas MIMO (“multi-input-multi-output”) em SISO (“single-input-single-output”) é o RGA (“Relative Gain Array”), apresentado inicialmente por Bristol (1966).

O primeiro problema a ser solucionado, no projeto de um sistema de controle descentralizado, é a da seleção da estrutura de controle ou o pareamento de variáveis de entrada e saída, isto é, quais das variáveis manipuladas disponíveis devem ser usadas para controlar cada uma das variáveis controladas (Kookos e Lygeros, 1998).

O projeto de um sistema de controle descentralizado consiste de duas etapas principais (Hovd e Skogestad, 1993):

1. Seleção da estrutura de controle, isto é, escolha das entradas manipuladas e das saídas controladas e pareamento das entradas e saídas;
2. Projeto de cada controlador simples-entrada simples-saída (SISO).

Reeves e Arkun (1989) advertem, porém, que um sistema totalmente descentralizado pode conduzir a um alto grau de interações devido às informações desprezadas por sua estrutura. Em tais casos, uma estrutura descentralizada em blocos, onde grupos de entradas são pareados com grupos de saídas, seria preferível. Isto produziria um controlador com estrutura diagonal em blocos.

Hovd e Skogestad (1994) apresentaram um método de projeto seqüencial das malhas de controle, com fechamento e ajuste de uma malha por vez, com o objetivo de reduzir as interações entre elas. Eles listaram algumas vantagens e desvantagens deste método:

Vantagens do projeto seqüencial:

1. Cada etapa do projeto envolve somente um controlador SISO;
2. Um grau limitado de tolerância a falhas é garantido: se a estabilidade tiver sido alcançada após o projeto de cada malha, então o sistema se manterá estável se as malhas falharem ou forem retiradas de serviço, na ordem contrária das quais foram projetadas;
3. Similarmente, durante a partida, o sistema será estável se as malhas forem ligadas na mesma sequencia em que foram projetadas.

Desvantagens do projeto seqüencial:

1. O projeto do controlador final, e deste modo a qualidade do controle obtido, pode depender da ordem na qual os controladores das malhas individuais foram projetados;
2. Projeta-se somente uma malha de controle por vez. Assim, o fechamento das malhas subseqüentes pode alterar a resposta das malhas previamente projetadas e, dessa forma, tornar necessária uma iteração;

3. A função de transferência entre a entrada u_k e a saída y_k (a qual é considerada no projeto da malha k) pode conter zeros no semiplano direito (RHP), que não correspondem a zeros de transmissão de $G(s)$.

Robinson et al. (2000 e 2001) apresentaram uma proposta para projetar arquiteturas de controle “plantwide” descentralizadas. A proposta é baseada na divisão da matriz de ganhos do controlador ótimo, que resulta da solução de problema de controle ótimo, em partes “feedback” e “feedforward”. Estas duas partes são, então, usadas para projetar e avaliar sistemas de controle descentralizado.

5.1.2. Controle preditivo

Uma das técnicas de controle mais estudadas nos últimos anos tem sido o controle preditivo com modelo (MPC). O MPC é aquela família de controladores nos quais há o uso direto de um modelo explícito e identificável separadamente. Métodos de projeto de controlador baseado no conceito do MPC têm encontrado uma grande aceitação em aplicações industriais e, têm sido muito estudados por acadêmicos. A razão para tal popularidade é a habilidade dos controladores MPC produzirem sistemas de controle de alta performance, capazes de operar por longos períodos de tempo sem a intervenção de especialistas e, principalmente, sua grande capacidade de manusear restrições.

As técnicas de controle preditivo com modelo mais comuns são o Controle Algorítmico com Modelo (MAC), Richalet et al. (1978), o Controle por Matriz Dinâmica (DMC), Cutler e Ramaker (1979), o Controle com Modelo Interno

(IMC), Garcia e Morari (1982) e o Controle Preditivo Generalizado (GPC), Clarke et al (1987).

Dentre as técnicas baseadas em modelo, o DMC é o mais popular na indústria de processos (Maiti e Saraf, 1995). O DMC foi concebido para manejar os problemas de controle multivariáveis com restrições, típicos das indústrias químicas e petrolíferas.

De acordo com Morari e Lee (1999), o DMC teve um tremendo impacto na indústria. Não há, provavelmente, uma única grande companhia petrolífera no mundo onde o DMC (ou um produto funcionalmente similar com um nome comercial diferente) não esteja empregado nas mais recentes instalações. A pesquisa inicial em MPC foi caracterizada por tentativas de se entender o DMC, que foi formulado de uma maneira não-convencional. Um exemplo foi o desenvolvimento do controle com modelo interno (IMC) por Garcia e Morari (1982), o qual falhou em fornecer luz na conduta do DMC com restrição mas deu algumas luzes a respeito de controle robusto.

Um dos maiores problemas com a aplicação de técnicas de controle preditivo é que a maioria delas utiliza-se de modelos lineares dos processos, apesar da necessidade de se considerar os efeitos da não-linearidade na performance do controle preditivo. Usando torres de destilação de alta e média pureza, McDonald e McAvoy (1987) ilustraram a dificuldade em se obter um modelo representativo do processo para sistemas não-lineares e propuseram uma técnica para fazer a atualização “online” dos parâmetros-chave do modelo do processo, de forma a melhorar a performance do controle. Eles fizeram uma análise quantitativa das variações do ganho do processo e da constante de tempo e

obtiveram expressões analíticas simples para prever estas variações. Estas expressões analíticas foram usadas para a atualização “online” do ganho e da constante de tempo. Resultados de simulação indicaram o potencial das técnicas multivariáveis para compensar não-linearidades dos processos. Contudo, o esforço computacional para a avaliação e a atualização “online” dos parâmetros do processo pode limitar a sua aplicabilidade.

Para reduzir ou eliminar a aparente não-linearidade do processo e melhorar a sua performance, Georgiou et al. (1988) propuseram o uso do DMC não-linear (NLDMC). O NLDMC consiste do uso de transformações não-lineares na saída, frequentemente sugeridas por uma análise das equações fundamentais do sistema, de forma a reduzir ou eliminar a aparente não-linearidade do sistema. A resposta regulatória do NLDMC apresentou-se melhor que a obtida pelo DMC padrão.

Chang et al. (1992) propuseram o conceito de modelo de convolução médio, para destacar o controle DMC em processos não-lineares. Para aplicações industriais, foram consideradas, contudo, duas questões que dizem respeito à construção do modelo de convolução médio. O primeiro problema encontrado na indústria foi a ausência de precisão nos modelos que podem ser usados para o projeto e a análise dos algoritmos de controle, tais como as aproximações propostas para o DMC. O outro problema foi a inviabilidade de se realizar testes-degrau, com variações na grandeza e na direção da entrada, em um processo real em diferentes condições de operação, para gerar coeficientes de convolução.

De acordo com Lundström et al. (1995), o DMC baseia-se em duas suposições que limitam seu desempenho “feedback”. A primeira suposição parte do princípio de que um modelo estável de resposta a um degrau pode ser usado

para representar a planta. A segunda diz que a diferença entre as saídas medidas e as previstas podem ser modeladas como uma perturbação degrau agindo na saída.

Estas suposições conduzem às seguintes limitações:

- Uma boa performance pode exigir um número excessivo de coeficientes de resposta ao degrau;
- Baixo desempenho pode ser observado para distúrbios tipo rampa que afetem as saídas da planta. Isto ocorre, particularmente, para distúrbios nas entradas, para plantas com grandes constantes de tempo;
- Baixo desempenho de robustez, devido à incerteza do ganho na entrada, pode ser observado para plantas multivariáveis com forte interação;
- A planta deve ser estável.

Lundström et al. (1995) apresentam algumas sugestões para contornar estas limitações, como o uso de um modelo em espaço de estado que não tenha erro de truncamento.

Austin e Bozin (1996) mostraram os princípios essenciais dos sistemas MBPC (controle preditivo baseado em modelo) com um resumo das origens de seu uso nas indústrias de processo, recordando algumas questões teóricas associadas com estes sistemas, tendo o DMC como foco principal. O DMC foi aplicado a três plantas diferentes: uma máquina de fabricar papel, uma unidade de craqueamento catalítico fluidizado e uma planta de reciclagem de fibras. Os resultados mostraram que o DMC teve um desempenho muito bom quando comparado com outros sistemas de controle. Para o caso do controle da planta de reciclagem de fibras, o DMC apresenta diversas vantagens, como: aumento na

produção, redução da variância da claridade da polpa, redução no uso de alvejante, melhor ajuste da velocidade de rejeito.

De acordo com Morari e Lee (1999), o que limita a performance e a aplicabilidade do MPC não são as deficiências do algoritmo de controle, mas dificuldades em modelagem, estimativa do estado, detecção/diagnóstico de erros, etc. O MPC mostra novas necessidades nestas áreas e também sugere novas aproximações: por exemplo, no passado, tarefas, como detectar erros, eram procedidas no nível supervisão na forma de um “fuzzy” ou tomador de decisão baseado em conhecimento. Como eles mostram, há novas formulações de MPC envolvendo variáveis inteiras, o que promete uma combinação entre controle e diagnóstico. Similarmente, existe a possibilidade de incluir conhecimento qualitativo numa maneira sistemática no processo de decisão de controle. Morari e Lee (1999) apresentam neste trabalho alguns pontos muito importantes no estudo do MPC como: melhora da identificação; monitoramento da performance e diagnóstico; identificação de sistema não-linear; controle preditivo com modelo para processos em batelada; estimativa de horizonte móvel; melhora na otimização; e novas oportunidades pela inclusão de variáveis de decisão inteiras no controle preditivo com modelo.

5.1.3. Coordenação

As plantas químicas modernas, com o objetivo de reduzir os custos de instalação e de produção, estão se tornando cada vez mais complexas, integradas e automatizadas, com muitas correntes de reciclo, acarretando num aumento das interações entre as subunidades.

Nesse novo ambiente operacional, as ações isoladas de cada controlador podem vir a prejudicar a performance de outras unidades do processo caso estas ações sejam feitas de forma descoordenada. Assim, é importante que os controladores levem em consideração, para o cálculo das ações de controle, os efeitos que estas ações terão sobre as demais subunidades. Dessa forma, necessita-se de uma forma de coordenar as ações dos vários controladores.

Katebi e Johnson (1997) apresentaram um projeto de GPC (controle preditivo generalizado) descentralizado para sistemas em larga escala baseado na aproximação em espaço de estados. Um filtro de Kalman descentralizado em dois níveis é usado para estimar, localmente, os estados de cada subprocesso e uma estratégia de coordenação ótima melhora a solução da filtragem. Uma estratégia de otimização em dois níveis decompõe o problema global do GPC em subproblemas manuseáveis. A solução do GPC para cada subprocesso é calculada independentemente e enviada para atualizar os valores do coordenador ótimo. Este processo é repetido até que se encontre uma solução ótima. Este algoritmo foi aplicado a uma planta de geração de energia. A Figura 5.1 apresenta a estrutura de controle do GPC descentralizado.

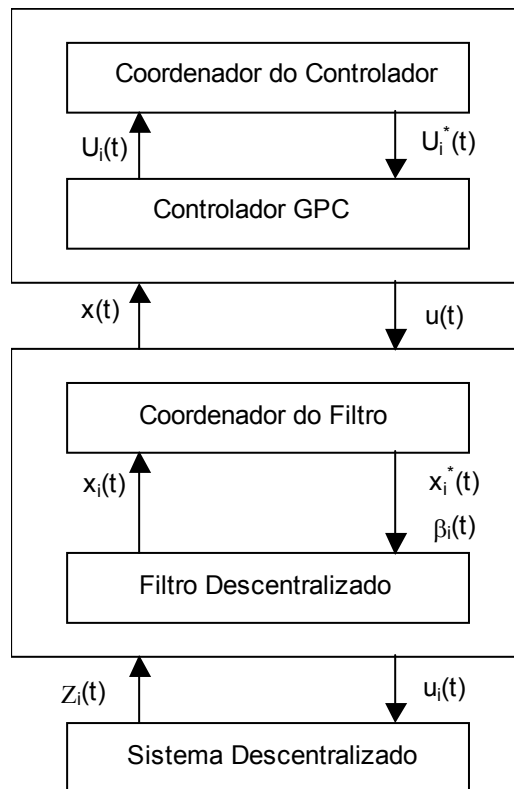


Figura 5.1. Estrutura do GPC descentralizado (Katebi e Johnson, 1997).

5.1.4. Objetivo

O objetivo deste trabalho é apresentar uma estratégia de controle coordenado das ações de controle de um sistema descentralizado, com vários controladores QDMC (“Quadratic Dynamic Matrix Control”), de forma a melhorar o desempenho de todo o processo. Os resultados das simulações mostram que esta estratégia de coordenação é capaz de melhorar o desempenho do sistema de controle, tanto na presença de distúrbios como em variações dos “set points” do processo.

5.2. METODOLOGIA

5.2.1. Algoritmo de Charos e Arkun (1993)

Charos e Arkun (1993) apresentaram um método para descentralizar o algoritmo QDMC multivariável original em subproblemas menores (subsistemas) que possam ser resolvidos independentemente e em paralelo.

Considere que as matrizes \mathbf{Y} e \mathbf{U} , as quais representam, respectivamente, as variáveis de saída e de entrada, possam ser particionadas em n subvetores da seguinte forma:

$$\mathbf{Y}^T = [\mathbf{Y}_1 \ \mathbf{Y}_2 \ \dots \ \mathbf{Y}_n]^T \quad (5.1)$$

$$\mathbf{U}^T = [\mathbf{U}_1 \ \mathbf{U}_2 \ \dots \ \mathbf{U}_n]^T \quad (5.2)$$

Considere também que se tenha um processo cuja função-objetivo possa ser considerada separável, ou seja, possa ser representada pela Equação (5.3):

$$J = \sum_{i=1}^n J_i \quad (5.3)$$

onde J_i denota a função-objetivo para o subsistema $(\mathbf{Y}_i, \mathbf{U}_i)$.

A função J_i pode ser representada por:

$$J_i = (\mathbf{Y}_{s,i} - \mathbf{Y}_i)^T \Gamma_i^T \Gamma_i (\mathbf{Y}_{s,i} - \mathbf{Y}_i) + \Delta \mathbf{U}_i^T \Lambda_i^T \Lambda_i \Delta \mathbf{U}_i \quad (5.4)$$

Embora a função-objetivo global seja separável, a otimização não pode ser expressa por n otimizações menores independentes devido às interações entre os subsistemas.

Para eliminar, parcialmente, estas interações, Charos e Arkun (1993) apresentaram uma forma de decomposição que considera as interações passadas e despreza as interações futuras entre os subsistemas.

O algoritmo pode ser ilustrado com o seguinte exemplo. Assuma que o número de variáveis controladas e manipuladas sejam iguais a n e que a dimensões da entrada (\mathbf{U}_i) e da saída (\mathbf{Y}_i) sejam iguais a 1 ($\dim \mathbf{Y}_i = \dim \mathbf{U}_i = 1$), ou seja, considera-se que tenhamos n controladores SISO. Assim, as saídas e as entradas são particionadas em n subsistemas escalares. Dessa forma, para cada subsistema $q = 1, \dots, n$, temos que a Equação (5.5) pode ser considerada válida.

$$\begin{aligned}
 & \underbrace{\begin{bmatrix} y_q(k+1) \\ y_q(k+2) \\ \vdots \\ y_q(k+P) \end{bmatrix}}_{\mathbf{Y}_q(k+1)} = \underbrace{\begin{bmatrix} a_{q,q}^1 & 0 & \cdots & 0 \\ a_{q,q}^2 & a_{q,q}^1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ a_{q,q}^P & a_{q,q}^{P-1} & \cdots & a_{q,q}^{P-M+1} \end{bmatrix}}_{\mathbf{A}_{q,q}} \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta u_q(k) \\ \Delta u_q(k+1) \\ \vdots \\ \Delta u_q(k+M-1) \end{bmatrix}}_{\Delta \mathbf{U}_q(k)} \\
 & + \sum_{j=1, j \neq q}^n \underbrace{\begin{bmatrix} a_{q,j}^1 & 0 & \cdots & 0 \\ a_{q,j}^2 & a_{q,j}^1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ a_{q,j}^P & a_{q,j}^{P-1} & \cdots & a_{q,j}^{P-M+1} \end{bmatrix}}_{\mathbf{A}_{q,j}} \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta u_j(k) \\ \Delta u_j(k+1) \\ \vdots \\ \Delta u_j(k+M-1) \end{bmatrix}}_{\Delta \mathbf{U}_j(k)} \\
 & + \underbrace{\begin{bmatrix} a_{q,q}^2 & a_{q,q}^3 & a_{q,q}^4 & \cdots & a_{q,q}^{N-1} & a_{q,q}^N \\ a_{q,q}^3 & a_{q,q}^4 & a_{q,q}^5 & \cdots & a_{q,q}^N & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ a_{q,q}^{P+1} & a_{q,q}^{P+2} & \cdots & a_{q,q}^N & \cdots & 0 \end{bmatrix}}_{\mathbf{B}_{q,q}} \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta u_q(k-1) \\ \Delta u_q(k-2) \\ \vdots \\ \Delta u_q(k-N+1) \end{bmatrix}}_{\Delta \mathbf{U}_q(k-1)} \\
 & + \sum_{j=1, j \neq q}^n \underbrace{\begin{bmatrix} a_{q,j}^2 & a_{q,j}^3 & a_{q,j}^4 & \cdots & a_{q,j}^{N-1} & a_{q,j}^N \\ a_{q,j}^3 & a_{q,j}^4 & a_{q,j}^5 & \cdots & a_{q,j}^N & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ a_{q,j}^{P+1} & a_{q,j}^{P+2} & \cdots & a_{q,j}^N & \cdots & 0 \end{bmatrix}}_{\mathbf{B}_{q,j}} \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta u_j(k-1) \\ \Delta u_j(k-2) \\ \vdots \\ \Delta u_j(k-N+1) \end{bmatrix}}_{\Delta \mathbf{U}_j(k-1)} + \underbrace{\begin{bmatrix} y_{q,q}^*(k+1) \\ y_{q,q}^*(k+2) \\ \vdots \\ y_{q,q}^*(k+P) \end{bmatrix}}_{\mathbf{Y}_{q,q}^*(k+1)} \\
 & + \sum_{j=1, j \neq q}^n \underbrace{\begin{bmatrix} y_{q,j}^*(k+1) \\ y_{q,j}^*(k+2) \\ \vdots \\ y_{q,j}^*(k+P) \end{bmatrix}}_{\mathbf{Y}_{q,j}^*(k+1)} + \underbrace{\begin{bmatrix} w_q(k) \\ w_q(k) \\ \vdots \\ w_q(k) \end{bmatrix}}_{\mathbf{W}_q(k)} \tag{5.5}
 \end{aligned}$$

ou

$$\begin{aligned}
 \mathbf{Y}_q(k+1) &= \underbrace{\mathbf{A}_{q,q} \Delta \mathbf{U}_q(k)}_{\text{i}} + \underbrace{\mathbf{B}_{q,q} \Delta \mathbf{U}_q(k-1)}_{\text{ii}} + \underbrace{\sum_{j=1, j \neq q}^n \mathbf{A}_{q,j} \Delta \mathbf{U}_j(k)}_{\text{iii}} \\
 &+ \underbrace{\sum_{j=1, j \neq q}^n \mathbf{B}_{q,j} \Delta \mathbf{U}_j(k-1)}_{\text{iv}} + \underbrace{\mathbf{Y}_{q,q}^*(k+1)}_{\text{v}} + \underbrace{\sum_{j=1, j \neq q}^n \mathbf{Y}_{q,j}^*(k+1)}_{\text{vi}} + \underbrace{\mathbf{W}_q(k)}_{\text{vii}} \tag{5.6}
 \end{aligned}$$

Os termos da Equação (5.6) são interpretados da seguinte forma:

- i - é o efeito que as entradas futuras do subsistema q terão sobre a saída y_q ;
- ii - é o efeito que as entradas passadas do subsistema q terão sobre a saída y_q ;
- iii - é o efeito que as entradas futuras de todos os outros subsistemas terão sobre a saída y_q ;
- iv - é o efeito que as entradas passadas de todos os outros subsistemas terão sobre a saída y_q ;
- v - é o efeito que a condição inicial do subsistema q terá sobre a saída y_q ;
- vi - é o efeito que as condições iniciais de todos os outros subsistemas terão sobre a saída y_q ;
- vii - é o efeito que o distúrbio terá sobre a saída y_q ;

A suposição fundamental feita por Charos e Arkun (1993) na sua formulação de QDMC descentralizado é:

“Cada subsistema q assume que cada um dos outros subsistemas i ($i \neq q$) manterão as entradas que foram implementadas no instante de amostragem anterior constante para o próximo horizonte de predição.”

Esta suposição implica que $\Delta U_j(k)$ (ver parte (iii) da Equação (5.6)), o qual corresponde às entradas futuras dos outros subsistemas, seja identicamente igual a zero ($\Delta U_j(k) = 0$).

Com isso, torna-se possível decompor o problema QP ("Quadratic Programming") proposto em n sub-otimizações. Dessa forma pode-se calcular, separadamente, as ações futuras de cada subsistema i :

$$\text{Min}_{\Delta U_q} J_q \quad q = 1, \dots, n \quad (5.7)$$

tal que

$$\mathbf{Y}_q(k+1) = \mathbf{A}_{q,q} \Delta \mathbf{U}_q(k) + \mathbf{Y}_q^{\text{passado}}(k+1) + \mathbf{W}_q(k) \quad (5.8)$$

onde

$$\mathbf{Y}_q^{\text{passado}}(k+1) = \sum_{j=1}^n \mathbf{B}_{q,j} \Delta \mathbf{U}_j(k-1) + \sum_{j=1}^n \mathbf{Y}_{q,j}^{\text{passado}}(k+1) \quad (5.9)$$

$$\mathbf{U}_{q,\min}(k+l) \leq \mathbf{U}_q(k+l) \leq \mathbf{U}_{q,\max}(k+l) \quad l = 0, \dots, M-1 \quad (5.10)$$

$$\Delta \mathbf{U}_{q,\min}(k+l) \leq \Delta \mathbf{U}_q(k+l) \leq \Delta \mathbf{U}_{q,\max}(k+l) \quad l = 0, \dots, M-1 \quad (5.11)$$

$$\mathbf{Y}_{q,\min}(k+l) \leq \mathbf{Y}_q(k+l) \leq \mathbf{Y}_{q,\max}(k+m) \quad m = 1, \dots, P \quad (5.12)$$

As Figuras 5.2 e 5.3 apresentam dois diagramas de bloco, os quais representam, respectivamente, o algoritmo QDMC descentralizado sem coordenação e o algoritmo de Charos e Arkun (1993), para um sistema descentralizado em dois subsistemas de menor ordem. Nestas figuras as variáveis $\mathbf{Y}_1(k)$ e $\mathbf{Y}_2(k)$ representam as saídas medidas a serem controladas, as variáveis $\mathbf{U}_1(k)$ e $\mathbf{U}_2(k)$ representam as variáveis manipuladas a serem implementadas no

instante de amostragem k (atual) e as variáveis $U_1(k-1)$ e $U_2(k-1)$ representam o conjunto das entradas manipuladas passadas.

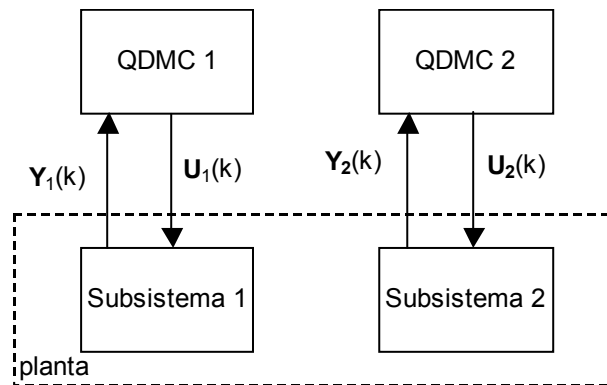


Figura 5.2 Esquema do algoritmo QDMC descentralizado sem coordenação

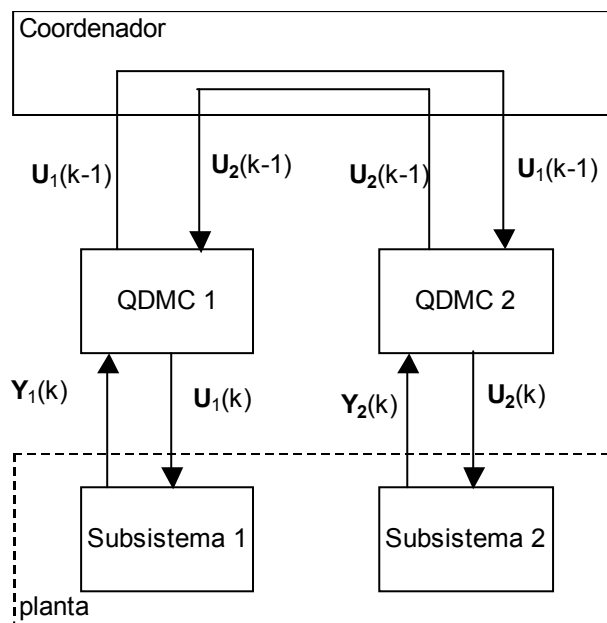


Figura 5.3. Esquema do algoritmo de Charos e Arkun (1993).

O problema da abordagem de Charos e Arkun (1993) é que, em geral, as ações futuras de controle são diferentes de zero ($\Delta U_j(k) \neq 0$) (exceto quando o processo atinge o estado estacionário), tornando-a muito distante da realidade.

5.2.2. Algoritmo QDMC Coordenado

Um ponto que não foi levado em consideração no trabalho de Charos e Arkun (1993) é que o QDMC, ao calcular as entradas a serem implementadas no instante de amostragem k , faz previsões das entradas que seriam implementadas nos outros instantes de amostragem futuros ($k+1, k+2, \dots, k+P-1$), onde P é chamado de horizonte de predição. Estas previsões são feitas em todos os subsistemas. Porém, apesar de prever as ações em vários instantes de amostragem futuros, o QDMC só implementa a primeira previsão, visto que este cálculo é refeito a cada instante de amostragem. As previsões futuras restantes podem ser utilizadas para se resolver a Equação (5.6) onde o termo (iii), o qual representa o efeito dessas ações futuras no cálculo do QDMC, é conhecido a cada instante de amostragem.

Assim, no presente trabalho apresenta-se uma modificação na suposição feita por Charos e Arkun (1993).

“Cada subsistema q (ao calcular as ações a serem implementadas nos instantes de amostragem $k, k+1, \dots, k+P-1$) assume que as entradas futuras de todos os outros subsistemas i ($i \neq q$) serão aquelas que foram preditas pelos mesmos subsistemas no instante de amostragem anterior ($k-1$) e que a última entrada futura do subsistema i seja igual à penúltima”.

Esta suposição indica que, ao calcular as ações a serem implementadas no instante k , cada subsistema vai considerar que as entradas futuras que foram preditas pelos outros subsistemas no instante $k-1$ (previsões feitas para os

instantes $k, k+1, \dots, k+P-2$) serão realmente implementados. Isto é somente uma aproximação visto que, na realidade, os subsistemas implementam somente a primeira entrada prevista (neste caso, previsão para o instante $k-1$).

A última parte da suposição foi incluída porque as previsões dos outros subsistemas feitas para o instante $k-1$ vão até o instante $k+P-2$. Como, para se resolver a Equação (5.6), precisamos também do valor da previsão para o instante $k+P-1$, então consideramos que este último valor seja igual ao valor do instante $k+P-2$.

A Figura 5.4 apresenta o diagrama de blocos que representa o algoritmo QDMC coordenado apresentado neste capítulo para um sistema descentralizado em dois subsistemas de menor ordem. Nesta figura, as variáveis $U_{1,p}(k-1)$ e $U_{2,p}(k-1)$ representam as previsões feitas pelos controladores no instante de amostragem $k-1$.

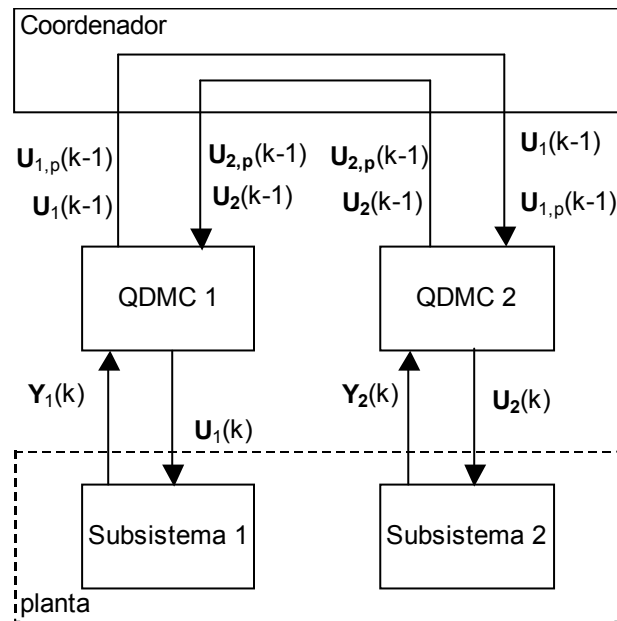


Figura 5.4. Esquema do algoritmo QDMC descentralizado com coordenação.

5.3. APLICAÇÃO À CAIXA DE ALIMENTAÇÃO DE UMA MÁQUINA DE PAPEL

Este algoritmo modificado foi aplicado à caixa de alimentação de uma máquina de papel. Os resultados mostram que esta modificação pode melhorar o desempenho do QDMC descentralizado apresentado por Charos e Arkun (1993), aproximando-o do QDMC centralizado.

A caixa de alimentação de uma máquina de papel é um sistema não-linear multivariável muito importante (Diniz, 1997). O seu controle tem grande importância no processo de produção de papel sendo que o nível (h_2) e a consistência do material (N_2) na caixa de alimentação são fatores-chave que afetam a qualidade da produção. Em geral, a vazão de água-branca (G_w) e a

vazão da polpa (G_p) que entram no tanque de mistura são consideradas como as variáveis manipuladas. O nível e a consistência na caixa de alimentação são as variáveis controladas. Durante a operação do processo, os “set points” do nível e da consistência da caixa de alimentação mudam com frequência, de acordo com as necessidades de velocidade de produção e gramatura do papel. Além disso, há fortes interações entre o sistema de controle de nível e o sistema de controle da consistência. O esquema da caixa de alimentação é apresentado pela Figura 5.5.

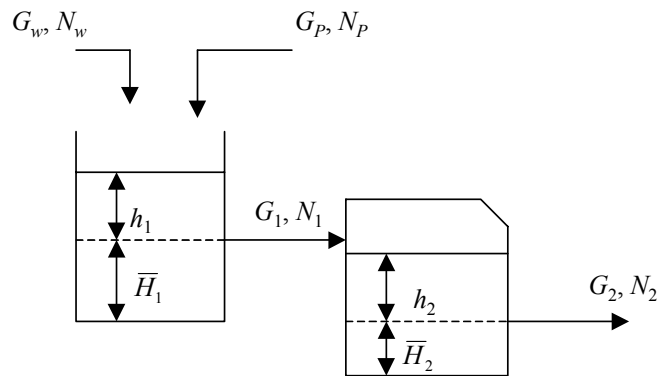


Figura 5.5. Esquema da caixa de alimentação.

O modelo da caixa de alimentação da máquina de papel é dado pelos seguintes balanços transientes:

Tanque de mistura

$$\rho_1 A_1 \frac{dh_1}{dt} = G_p + G_w - G_1 \tag{5.13}$$

$$\rho_1 A_1 H_1 \frac{dN_1}{dt} = N_p G_p + N_w G_w - N_1 (G_p + G_w) \tag{5.14}$$

$$H_1 = h_1 + \bar{H}_1 \tag{5.15}$$

Caixa de alimentação

$$\rho_2 A_2 \frac{dh_2}{dt} = G_1 - G_2 \quad (5.16)$$

$$\rho_2 A_2 H_2 \frac{dN_2}{dt} = N_1 G_1 - N_2 G_1 \quad (5.17)$$

$$H_2 = h_2 + \bar{H}_2 \quad (5.18)$$

Equações constitutivas

$$G_1 = C_1 \sqrt{h_1} \quad (5.19)$$

$$G_2 = C_2 \sqrt{h_2} \quad (5.20)$$

A consistência é definida por:

$$N = \frac{\text{massa da pasta}}{\text{massa total}} \quad (5.21)$$

As variáveis a serem controladas são: o nível (h_2) e a consistência (N_2). E as manipuladas são as vazões de alimentação G_p e G_w .

A Tabela 5.1 apresenta os valores dos parâmetros do modelo da caixa de alimentação.

Tabela 5.1. Valores dos parâmetros da caixa de alimentação.

Densidade ρ_1	1,00	ton/m ³
Densidade ρ_2	1,00	ton/m ³
Área A_1	0,7112	m ²
Área A_2	3,4840	m ²
Altura \bar{H}_1	0,544	m
Altura \bar{H}_2	0,092	m
Constante de válvula C_1	0,8938	ton/(m ^{0,5} min)
Constante de válvula C_2	0,9295	ton/(m ^{0,5} min)
Consistência N_p	0,95	%
Consistência N_w	0,05	%

A Tabela 5.2 apresenta as condições iniciais de operação do processo.

Tabela 5.2. Condições iniciais da caixa de alimentação.

Vazão mássica G_p	0.097	ton/min
Vazão mássica G_w	0.194	ton/min
Vazão mássica G_1	0.291	ton/min
Vazão mássica G_2	0.291	ton/min
Nível h_{1s}	0.106	m
Nível h_{2s}	0.098	m
Consistência N_{1s}	0.35	%
Consistência N_{2s}	0.35	%

5.4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Utilizou-se, neste trabalho, um tempo de amostragem (T) de 0,25 min, horizonte do modelo (N) de 100, horizonte de predição (P) de 20 e horizonte de controle (L) de 3. O algoritmo foi simulado utilizando-se o MATLABTM.

Inicialmente, fez-se a decomposição da caixa de alimentação utilizando-se o algoritmo RGA (“Relative Gain Array”). Assume-se que as variáveis

controladas h_2 (y_1) e N_2 (y_2) possam ser pareadas tanto com a variável manipulada G_p (u_1) como com G_w (u_2). Neste caso, a matriz do RGA obtida foi:

$$\Lambda = \begin{matrix} & u_1 & u_2 \\ \begin{matrix} y_1 \\ y_2 \end{matrix} & \begin{bmatrix} -0,0556 & 1,0556 \\ 1,0556 & -0,0556 \end{bmatrix} \end{matrix} \quad (5.22)$$

Os valores de $\lambda_{i,j}$ nos mostram que a altura h_2 deve ser controlada pela vazão G_w e a consistência N_2 pela vazão G_p .

Em seguida fez-se a comparação do desempenho dos três algoritmos com variações do “set point” e distúrbio.

As Figuras 5.6 e 5.7 apresentam os movimentos das variáveis controladas e as Figuras 5.8 e 5.9. apresentam os movimentos das variáveis manipuladas, comparando-se o desempenho dos três algoritmos (centralizado, descentralizado por Charos e Arkun (1993) e descentralizado modificado). Nesta comparação foram aplicadas duas variações no “set point” nos instantes 0 e 35 min e um distúrbio no instante 20 min.

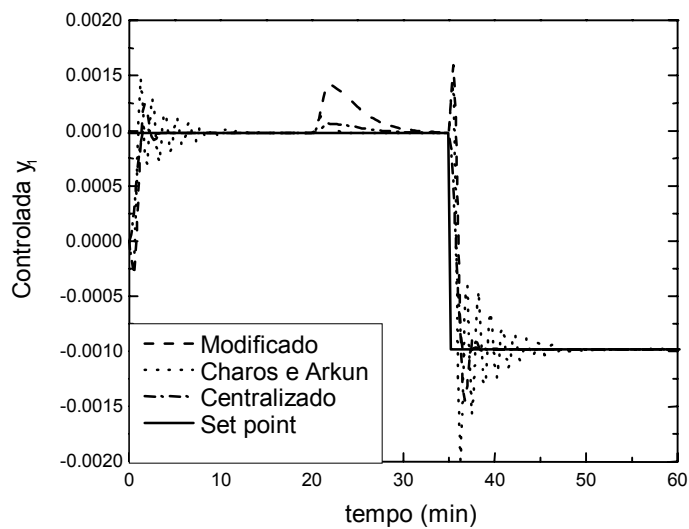


Figura 5.6. Resposta da variável controlada 1 a variações no set-point e no distúrbio.

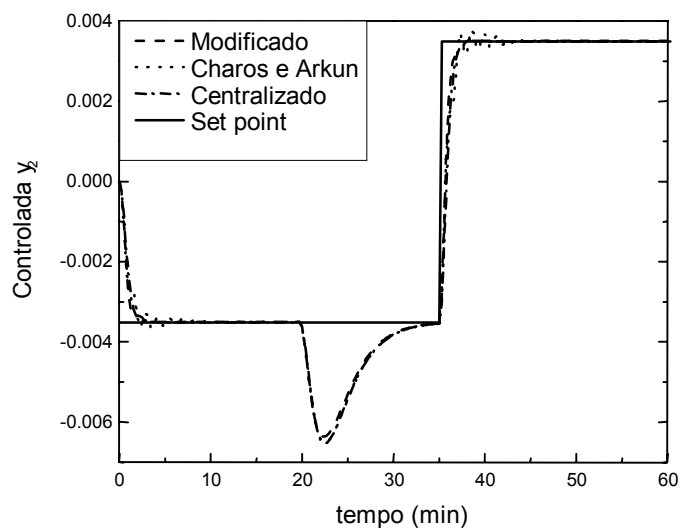


Figura 5.7. Resposta da variável controlada 2 a variações no “set point” e no distúrbio.

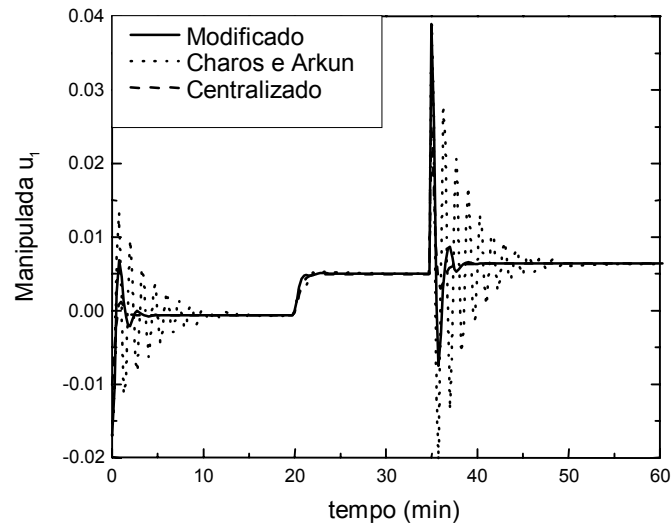


Figura 5.8. Movimento da variável manipulada u_1 .

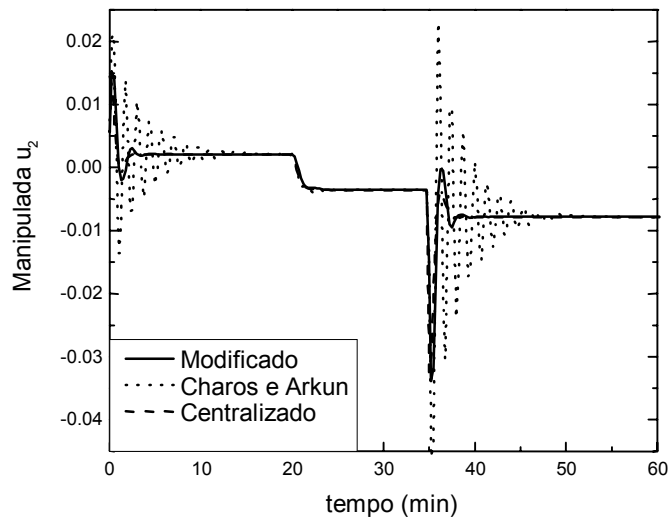


Figura 5.9. Movimentos da variável manipulada u_2

As curvas demonstram que o algoritmo de Charos e Arkun (1993) apresenta-se muito oscilatório, diferentemente dos demais. O algoritmo

centralizado, como esperado, apresentou o melhor desempenho, porém o algoritmo descentralizado modificado conseguiu obter uma performance bem próxima do centralizado quando há variação no “set point”.

Quando há um distúrbio no processo, nota-se que o algoritmo modificado apresentou a pior performance. Este resultado já era esperado visto que este considera, no cálculo das ações futuras, os valores dos movimentos futuros que haviam sido calculados no instante de amostragem anterior, quando o distúrbio não havia ocorrido ainda. Porém, observa-se que no controle de y_2 (Figura 5.7), o desempenho do algoritmo modificado ficou muito próximo dos demais.

A Tabela 5.3 apresenta a comparação entre os algoritmos QDMC centralizado, o descentralizado apresentado por Charos e Arkun (1993) e o descentralizado modificado utilizando-se o índice de performance IAE (“Integral Absolute Error”). Os resultados confirmam que o algoritmo descentralizado modificado apresenta melhor desempenho que o algoritmo de Charos e Arkun (1993). Para o cálculo do índice IAE fez-se a adimensionalização dos valores absolutos dos erros, dividindo-os pelos seus respectivos valores no estado estacionário inicial. São apresentados, também, os valores dos IAEs para cada uma das duas saídas, y_1 e y_2 .

Tabela 5.3. Comparação do desempenho dos algoritmos usando o índice IAE

Algoritmos	IAE (y_1)	IAE (y_2)	IAE
Centralizado	0,1274	0,3088	0,4362
Modificado	0,2704	0,2890	0,5594
Charos e Arkun (1993)	0,2645	0,3245	0,5890

5.5. ALGORITMO DE COORDENAÇÃO DE QDMC DESCENTRALIZADO BASEADO EM CÁLCULO ITERATIVO DAS AÇÕES DE CONTROLE

Uma outra modificação feita para o cálculo das ações de controle dos controladores QDMC é apresentada nesta seção. Na seção 5.2 usou-se os valores estimados futuros das ações de controle dos outros subsistemas para se calcular as ações do subsistema i . Como se sabe, na realidade o QDMC aplica somente a primeira ação de controle calculada, visto que este recalculará as ações novamente nos instantes de amostragem posteriores. Dessa forma, a suposição feita na seção 5.2 é somente uma aproximação.

Nesta seção será apresentado um algoritmo de coordenação baseado em cálculo iterativo das ações de controle. Considere que se tenha uma planta dividida em dois subsistemas. O algoritmo de coordenação realiza as seguintes etapas:

1 – no instante $k-1$, cada QDMC calculou as entradas (U_q) a serem implementadas nos instantes de amostragem seguintes ($k-1, k, \dots, k+P-2$). É importante notar que o QDMC implementa somente a primeira entrada;

2 – as informações sobre as entradas U_q calculadas em cada subsistema q são enviadas a todos os outros subsistemas pelo coordenador;

3 – no instante k , o QDMC de cada subsistema q usa as entradas não-utilizadas (para os instantes ($k, \dots, k+P-2$)) dos outros subsistemas, calculados

no instante $k-1$, como um chute inicial, para se recalcularem as entradas para os próximos instantes de amostragem ($k, k-1, \dots, k+P-1$);

4 – o coordenador compara as entradas recalculadas na etapa 3 com aquelas calculadas no instante $k-1$;

5 – se a diferença for maior que um determinado erro máximo aceitável (ε), os controladores recalculam as novas entradas usando as entradas antigas calculadas na iteração anterior;

6 – o coordenador compara as novas entradas com as antigas;

7 – se a diferença for maior que o erro máximo aceitável (ε), as entradas são recalculadas pela etapa 5;

8 – se a diferença for menor que o erro máximo aceitável (ε), as novas entradas são implementadas na planta;

9 – o processo é repetido para o próximo instante de amostragem.

A Figura 5.10 apresenta o diagrama de blocos que exemplifica o novo algoritmo de coordenação dos controladores QDMC descentralizado para um processo dividido em dois subsistemas. Nesta figura, as variáveis $U_1^*(i)$ e $U_2^*(i)$ representam as ações futuras dos controladores calculados na i -ésima iteração.

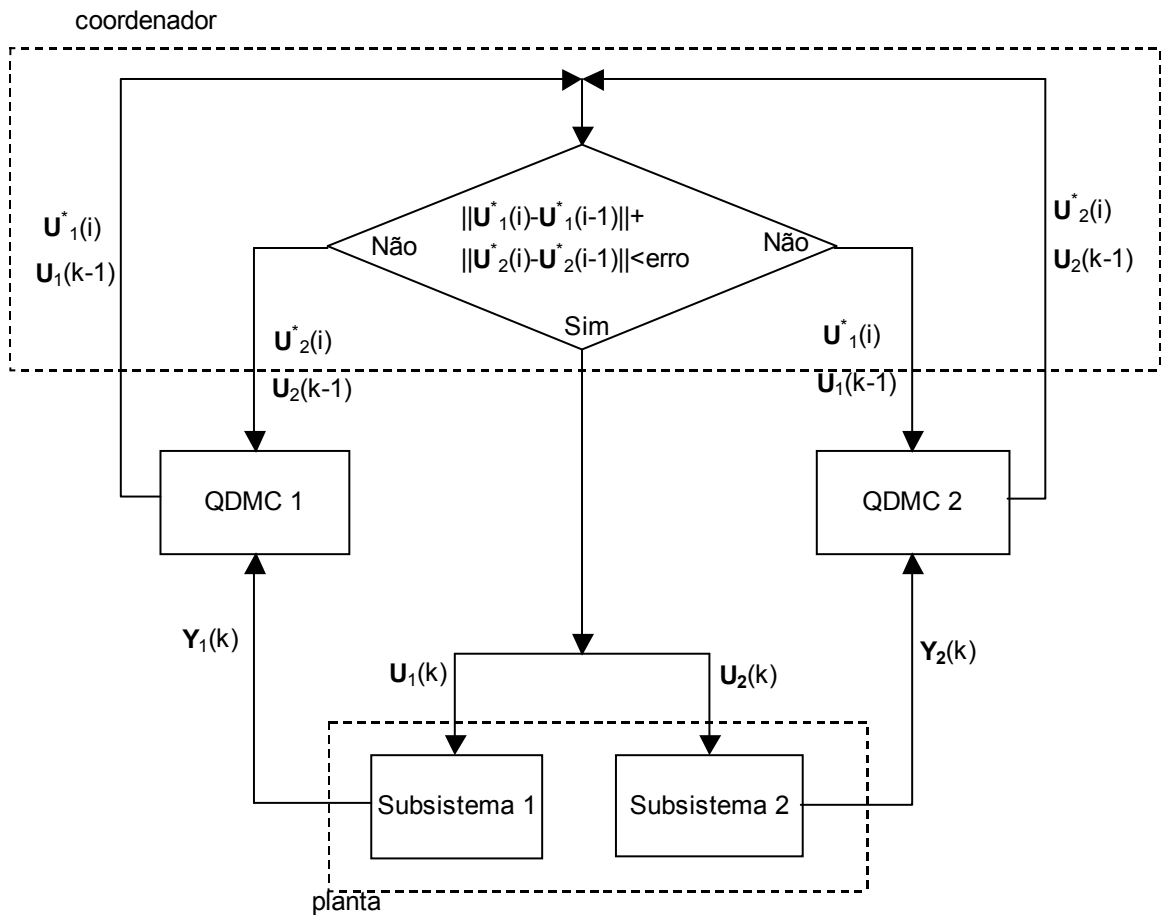


Figura 5.10. Esquema do algoritmo QDMC descentralizado coordenado.

As Figuras 5.11 a 5.12 apresentam a diferença de comportamento do processo quando se utiliza a modificação 1 (apresentada na seção 5.2) e a 2 (apresentada nesta seção). Como era de se esperar, a modificação 2 se mostra ligeiramente superior à modificação 1.

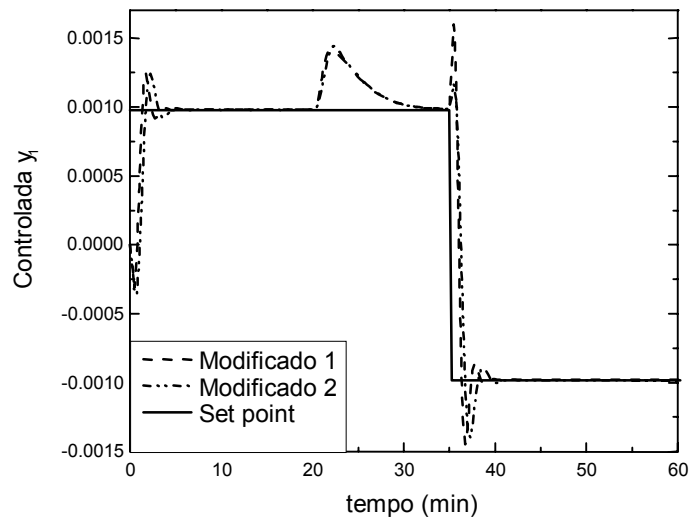


Figura 5.11. Comparação das respostas da variável controlada y_1 ao se utilizar os algoritmos modificados 1 e 2.

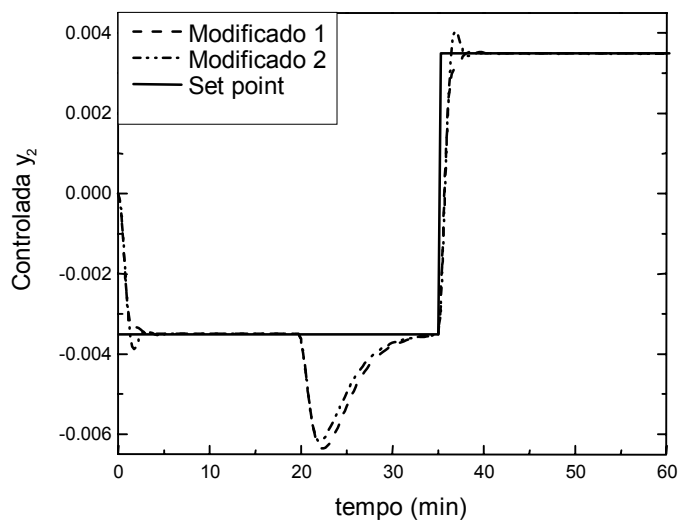


Figura 5.12. Comparação das respostas da variável controlada y_2 ao se utilizar os algoritmos modificados 1 e 2.

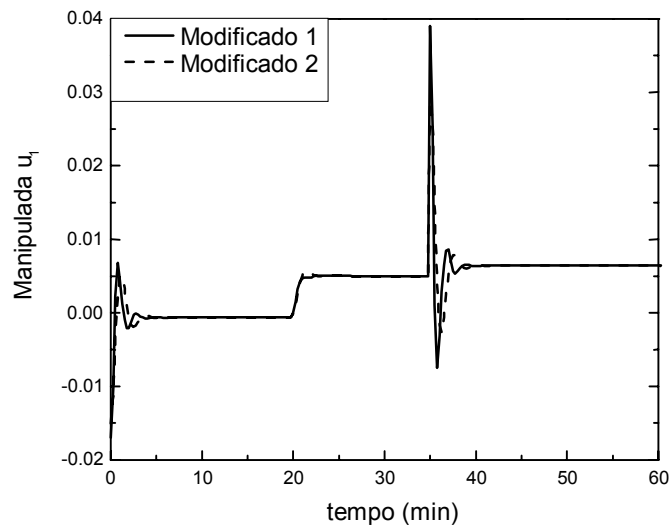


Figura 5.13. Comparação das ações da variável manipulada u_1 ao se utilizar os algoritmos modificados 1 e 2.

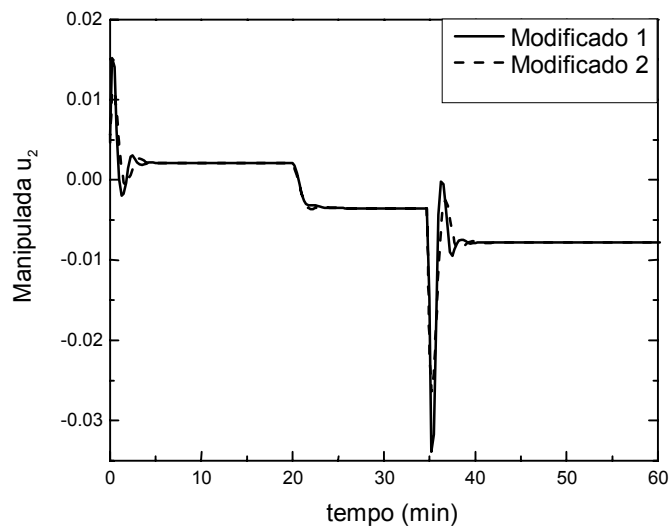


Figura 5.14. Comparação das ações da variável manipulada u_1 ao se utilizar os algoritmos modificados 1 e 2.

É importante notar que a convergência deste novo algoritmo é rápida, de tal forma que não há diferença significativa no esforço computacional entre as duas formas de coordenação. Em média, para as simulações apresentadas nas Figuras 5.11 a 5.14, o primeiro algoritmo de coordenação (sem iteração) leva 17,42 segundos tendo um desvio-padrão de 2,20 e o segundo algoritmo (com iteração) 17,23 segundos com desvio padrão de 2,70. Estes valores foram obtidos simulando-se o processo diversas vezes usando ambos os algoritmos e calculando-se o tempo médio destas simulações.

5.6. CONCLUSÕES

Neste trabalho foram apresentados dois algoritmos de coordenação de controladores QDMC descentralizados, baseados na proposta inicial de Charos e Arkun (1993). Os resultados apresentados mostram que os algoritmos de coordenação conseguem melhorar o desempenho do controle da caixa de alimentação de uma máquina de papel, tornando-o bem menos oscilatório quando há variação no “set point” do controlador. Além disso, a sua performance aproxima-se da performance do QDMC centralizado.

O segundo algoritmo de coordenação proposto (ver seção 5.5) se mostrou ligeiramente mais eficiente que o primeiro sem, no entanto, aumentar de forma perceptível o esforço computacional.

5.7. NOMENCLATURA

A_1	Área, m ²
A_2	Área, m ²
C_1	Coefficiente da válvula, ton/(m ^{0,5} min)
C_2	Coefficiente da válvula, ton/(m ^{0,5} min)
G_p	Vazão de polpa, ton/min
G_w	Vazão de água branca, ton/min
G_1	Vazão na saída do tanque de mistura, ton/min
G_2	Vazão na saída da caixa de alimentação, ton/min
h_1	Nível, m
h_2	Nível, m
H_1	Nível, m
H_2	Nível, m
\bar{H}_1	Nível, m
\bar{H}_2	Nível, m
J	Função custo
N_p	Consistência da polpa, %
N_w	Consistência da água branca, %
N_1	Consistência na saída do tanque de mistura, %
N_2	Consistência na saída da caixa de alimentação, %
u_1	Variável manipulada G_p

u_2	Variável manipulada G_w
U	Matriz de variáveis manipuladas
y_1	Variável controlada h_2
y_2	Variável controlada N_2
Y	Matriz de variáveis controladas

Símbolos gregos

ρ_1	Densidade, ton/m ³
ρ_2	Densidade, ton/m ³

5.8. BIBLIOGRAFIA

- AUSTIN, P. C.; BOZIN, A. S. Applying dynamic matrix control in the process industries. Transactions of the Institute of Measurement and Control, v. 18, n. 1, p. 32-41, 1996.
- BRISTOL, E. On a new measure of interaction for multivariable process control. IEEE Transactions of Automatic Control, AC-11, pp.133, 1966.
- CHANG, C. M.; WANG, S. J.; YU, S. W. Improved DMC Design for Nonlinear Process Control. AICHE Journal, v. 38, n. 4, p. 607-610, 1992.
- CHAROS, G. N.; ARKUN, Y. A decentralized quadratic dynamic matrix control algorithm. Journal of Process Control, 3(2):75-83, 1993.
- CLARKE, D. W.; MOHTADI, C.; TUFFS, P. S. Generalized predictive control. 1. The basic algorithm. Automatica, v. 23, n. 02, p. 137-148, 1987.
- CUTLER, C. R.; RAMAKER, B. L. Dynamic matrix control – A computer control algorithm. In: AICHE NATIONAL MEETING, 86, 1979, Houston, Texas, EUA. **Proceedings...** Houston: AICHE, 1979. Paper 51B.
- DINIZ, P. N. Controle bilinear com desacoplamento aplicado à caixa de alimentação de uma máquina de papel. São Paulo, EPUSP, 140p. (Dissertação), 1997.

- GARCIA, C. E.; MORARI, M. Internal Model Control 1. A unifying review and some new results. Industrial & Engineering Chemistry: Process Design and Development, v. 21, n. 2, p. 308-323, 1982.
- GEORGIU, A.; GEORGAKIS, C.; LUYBEN, W. L. Nonlinear dynamic matrix control for high-purity distillation columns. AIChE Journal, v. 34, n. 8, p. 1287-1298, 1988.
- HOVD, M., SKOGESTAD, S. Improved independent design of robust decentralized controllers. Journal of Process Control, v. 3, n. 1, p. 43-51, 1993.
- HOVD, M.; SKOGESTAD, S. Sequential design of decentralized controllers. Automatica, v. 30, n. 10, p. 1601-1607, 1994.
- KATEBI, M. R.; JOHNSON, M. A. Predictive control design for large-scale systems. Automatica, v. 33, n. 3, p. 421-425, 1997.
- KOOKOS, I. K.; LYGEROS, A. I. An algorithmic method for control structure selection based on the RGA and RIA interaction measures. Chemical Engineering Science, v. 76, Part A, p. 458-464, 1998.
- LEE, P. L.; LI, H.; CAMERON, I. T. Decentralized control design for nonlinear multi-unit plants: a gap metric approach. Chemical Engineering Science, v. 55, n. 18, p. 3743-3758, 2000.
- LUNDSTRÖM, P.; LEE, J. H.; MORARI, M.; SKOGESTAD, S. Limitations of dynamic matrix control. Computers and Chemical Engineering, v. 19, n. 4, p. 409-421, 1995.
- MAITI, S. N.; SARAF, D. N. Adaptive dynamic matrix control of a distillation column with closed-loop online identification. Journal of Process Control, v. 5, n. 5, p. 315-327, 1995.
- MCDONALD, K. A.; MCAVOY, T. J. Application of dynamic matrix control to moderate and high-purity distillation towers. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 26, n. 5, p. 1011-1018, 1987.
- MORARI, M.; LEE, J. H. Model predictive control: past, present and future. Computers and Chemical Engineering, v. 23, p. 667-682, 1999.
- REEVES, D. E.; ARKUN, Y. Interaction measures for nonsquare decentralized control structures. AIChE Journal, v. 35, n. 4, p. 603-613, 1989.
- RICHALET, J.; RAULT, A.; TESTUD, J. L.; PAPON, J. Model predictive heuristic control: application to industrial processes. Automatica, v. 14, p. 413-428, 1978.

ROBINSON, D.; CHEN, R.; McAVOY, T.; SCHNELLE, P. D. An optimal control based approach to designing plantwide control system architectures. Journal of Process Control, v. 11, p. 223-236, 2001.

Capítulo 6

Aplicação do Controlador QDMC Descentralizado com Coordenação ao Sistema Reator/Coluna de Destilação com Reciclo

RESUMO

Os processos químicos têm se tornado cada vez mais complexos e, com o objetivo de minimizar a perda de reagentes, as indústrias químicas têm incluído reciclo material em seus processos. A inclusão de reciclo material ocasiona um aumento significativo das interações entre as diversas operações unitárias. No passado, uma solução típica para plantas com correntes de reciclo era instalar grandes tanques de estocagem. Isto isolava seqüências de unidades e permitia o uso de procedimentos convencionais de projeto de processos em cascata. Porém, esta prática pode ser muito cara em relação aos custos de instalação. Além disso, grandes estoques de produtos químicos aumentam significativamente os riscos de segurança e ambientais se produtos químicos perigosos ou prejudiciais ao ambiente estiverem envolvidos. A dinâmica de processos com reciclo é pouco conhecida até o momento, o que a torna uma das áreas mais importantes a serem estudadas em controle de processo. Neste capítulo aplica-se o algoritmo de coordenação, apresentado na seção 5.5, ao sistema reator/coluna de destilação com reciclo. Os resultados mostram que o algoritmo de coordenação é capaz de melhorar o desempenho do processo, tanto na presença de distúrbios quanto em variações nos “set points” das variáveis controladas.

ABSTRACT

Chemical processes are becoming even more complex and, with the aim of minimizing the loss of reagents, the chemical industries have included material recycle in their processes. The inclusion of material recycle increases greatly the interactions among the several unit operations. In the past, a typical solution to plants with recycle streams was to install large surge tanks. This isolated sequences of units and allowed the use of conventional approaches to design cascade processes but this practice can become too expensive due to installation costs. Therefore, large chemical products inventories increase greatly the safety environmental hazards if dangerous chemical products are involved. The dynamics of recycle processes is not well known until now. This makes it one of the most important fields to be studied in process control. In this chapter it is applied the coordination algorithm, presented in Chapter 5, to the reactor/distillation column system with recycle. The results show that the coordination algorithm is able to improve the process performance, both in the presence of disturbances and in set point changes of the controlled variables.

6.1. INTRODUÇÃO

Os processos químicos têm se tornado cada vez mais complexos e, com o objetivo de minimizar a perda de reagentes, as indústrias químicas têm incluído reciclo material em seus processos. A inclusão de reciclo material ocasiona em um aumento significativo das interações entre as diversas operações unitárias.

No passado, uma solução típica para plantas com correntes de reciclo era instalar grandes tanques de estocagem. Isto isolava seqüências de unidades e permitia o uso de procedimentos convencionais de projeto de processos em cascata. Porém, esta prática pode ser muito cara em relação aos custos de instalação. Além disso, grandes estoques de produtos químicos aumentam significativamente os riscos de segurança e ambientais caso estejam envolvidos produtos químicos perigosos ou prejudiciais ao ambiente.

A dinâmica e o controle de unidades de processo individuais são bem compreendidos. Informações pertencentes à configuração e ao ajuste de sistemas de controle para operações unitárias que operem independentemente das outras unidades são prontamente disponíveis. Muitas dessas informações podem ser diretamente aplicadas em plantas que consistem de operações unitárias em série. O efeito do distúrbio, neste caso, simplesmente passa de uma unidade para a próxima. O que é bem menos claro, porém, é como aplicar as técnicas existentes a plantas que contenham reciclo.

Até o momento, a dinâmica de processos com reciclo são pouco compreendidas. Além disso, o estudo destas dinâmicas e de controle de processos

com correntes de reciclo tem recebido pouca atenção até recentemente. Isso a torna uma das áreas mais importantes em controle de processo que reclama por alguma pesquisa (Luyben, 1993a).

Um trabalho pioneiro de Gilliland et al. (1964) estudou a dinâmica de um sistema reator/coluna de destilação sem dinâmica da coluna. Eles foram os primeiros a apontar que o efeito da corrente de reciclo aumenta as constantes de tempo do processo. Assim eles concluíram que, apesar da inclusão de reciclo material poder melhorar a parte econômica da planta, o reciclo material tornaria o desempenho do sistema de controle mais lento.

Verykios e Luyben (1978) estudaram um processo um pouco mais complexo onde incluíram uma dinâmica simplificada da coluna. Eles apresentaram a sensibilidade em estado estacionário do reciclo e da vazão da purga para vários parâmetros e foram os primeiros a indicar que estes sistemas com reciclo podem exibir um ambiente sub-amortecido.

Luyben e Buckley (1977) discutiram alguns dos problemas que ocorrem num sistema de reciclo de líquido no qual cada uma das unidades individuais usa um controlador proporcional de nível, e não um proporcional-integral, e um tanque de estocagem é usado na malha. Eles discutiram como o controle de nível de líquido num ambiente “plantwide” frequentemente envolve dois objetivos conflitantes. Primeiro, o nível de líquido deveria ser mantido próximo à condição de operação desejada. Segundo, as variações de vazão deveriam ser o mais suave possível para evitar problemas com as unidades a jusante. Os diferentes objetivos de controle sugerem diferentes controladores. Um controlador proporcional resulta em variações graduais das vazões de saída, porém está sujeito a erro

estacionário. Um controlador proporcional-integral não tem erro estacionário, mas faria a vazão de saída flutuar mais. Assim, eles propuseram uma estrutura de controle de nível “feedforward”/”feedback”, usando somente controladores proporcionais, o qual resulta em ações de controle suaves e, ao mesmo tempo, evita erro estacionário (“offset”).

Papadourakis (1985) demonstrou que a união de uma série de unidades com uma corrente de reciclo move qualquer atraso (“time delay”) presente nas unidades individuais para o denominador da função de transferência da planta. Isto torna difícil a aplicação da análise tradicional no domínio de Laplace porque o modelo da planta em malha aberta terá um número infinito de pólos.

Kapoor et al. (1986) usaram um modelo de função de transferência simples, similar ao que foi feito por Luyben (1993a), para demonstrar o porquê das constantes de tempo de uma coluna de destilação de alta pureza serem tão grandes. Eles fazem referência aos trabalhos prévios de Denn e Lavie (1982) e Rinar e Benjamim (1982) os quais mostraram que o tempo de resposta de processos com reciclo pode ser substancialmente maior que o tempo de resposta do processo sem reciclo.

Taiwo (1984) foi o primeiro a propor a idéia de um compensador de reciclo para eliminar o efeito do reciclo na resposta da saída no estágio do projeto de controle. Depois, o conceito foi estendido para o projeto de sistemas de controle robusto para plantas com reciclo (Taiwo, 1986).

Scali e Ferrari (1997 e 1999) apresentaram vários estudos de caso para ilustrar a grande melhora na performance do controle que pode ser obtida usando

compensadores de reciclo. Eles também demonstraram a robustez do compensador de reciclo.

Scali e Ferrari (1999) estudaram os efeitos de correntes de reciclo na controlabilidade de plantas integradas e a melhora da performance fez-se possível por uma compensação direta do reciclo. Eles fizeram a decomposição do processo global em uma parte representando o processo sem reciclo e uma parte representando o reciclo. Isto permitiu reduzir o sistema de controle em dois blocos: um regulador, dependente do processo sem reciclo, mais um compensador de reciclo. De acordo com os autores, este esquema de controle é muito mais fácil de projetar, com respeito a um regulador específico (de maior ordem) computado para o processo global (incluindo o reciclo) e, permite atingir uma melhora significativa da performance com respeito a um regulador PI padrão.

Douglas (1988) apresentou vários exemplos de processos com reciclo e estudou, em detalhe, o projeto econômico em estado estacionário do processo HDA.

Luyben e seus colaboradores (Luyben, 1993a, b e c, 1994; Tyréus e Luyben, 1993) iniciaram um estudo mais sistemático dos efeitos das correntes de reciclo nas dinâmicas dos processos, demonstrando que o reciclo e a corrente de alimentação de reagentes estão inter-relacionados. Além de modelos de função de transferência, eles selecionaram um sistema de reator/separador com diferentes reações para ilustrar e investigar o problema do controle de sistemas com reciclo. A interação entre projeto e controle também é estudada para vários processos com diferentes níveis de complexidade, por exemplo, diferente número de unidades de processo e espécies químicas. Além disso, Luyben (1993a) mostrou que, ao se

mudar o ganho do processo com reciclo independentemente dos outros parâmetros do processo, a resposta em malha aberta pode se tornar lenta, oscilante e instável. As principais conclusões foram que a performance do controle depende fortemente do ganho da malha de reciclo e que os ganhos das unidades individuais são menos significativos.

Luyben (1993a) explicou como, sob algumas circunstâncias, um pequeno distúrbio, particularmente na alimentação, pode resultar num grande aumento na vazão de reciclo (“efeito bola de neve”) e como isto pode ser evitado pelo controle da vazão da corrente de reciclo. Assim, Luyben (1993a) propôs uma importante regra genérica para o projeto de plantas com correntes de reciclo: “fixar alguma vazão em algum lugar no balanço material da malha de reciclo”.

Wu e Yu (1996) estudaram a operabilidade do processo reator/separador com reciclo e concluíram, pela análise em estado estacionário, que as estruturas de controle afetadas pelo efeito “bola de neve” são estruturas desbalanceadas, incorretamente projetadas, as quais sobrecarregam unidades individuais na presença de distúrbios. Assim, eles propõem distribuir a carga entre as diferentes unidades e sugerem, para este processo, deixar o volume do reator variar e controlar a composição do reator. O problema desta estrutura é que, do ponto de vista econômico, é preferível, na maioria dos casos de sistemas em fase líquida, manter o volume do reator em seu valor máximo (Larsson and Skogestad, 2000).

Mizsey e Kalmar (1996) estudaram os efeitos do reciclo de massa e energia no controle de processos químicos. O estudo em modelos de função de transferência simples indicou que o ganho da malha de reciclo influencia

fortemente o comportamento e a controlabilidade do processo. A constante de tempo da unidade de reciclo também os influencia, porém menos fortemente.

Jacobsen (1999), ao considerar os efeitos do reciclo nos zeros dinâmicos, mostrou que o reciclo pode introduzir severos “overshoots” e respostas inversas.

Chodavarapu e Zheng (2001), considerando o projeto de sistema de controle para sistemas com reciclo, derivaram uma condição que quantifica o efeito do reciclo na performance em malha fechada.

Lakshminarayanan et al. (2004) propuseram uma medida quantitativa, Índice de Efeito de Reciclo (REI), para ajudar a determinar se um dado sistema de controle feedback simples pode prover a desejada qualidade do controle.

6.2. MODELAGEM MATEMÁTICA

Nesta seção descrever-se-á o processo simples de reação/separação com reciclo. Este processo tem sido objeto de estudo de diversos autores (Luyben, 1993a; Mizsey e Kalmar, 1996; Cheng e Yu, 2003).

A Figura 6.1 apresenta o diagrama de fluxo do sistema de reator e coluna de destilação com reciclo.

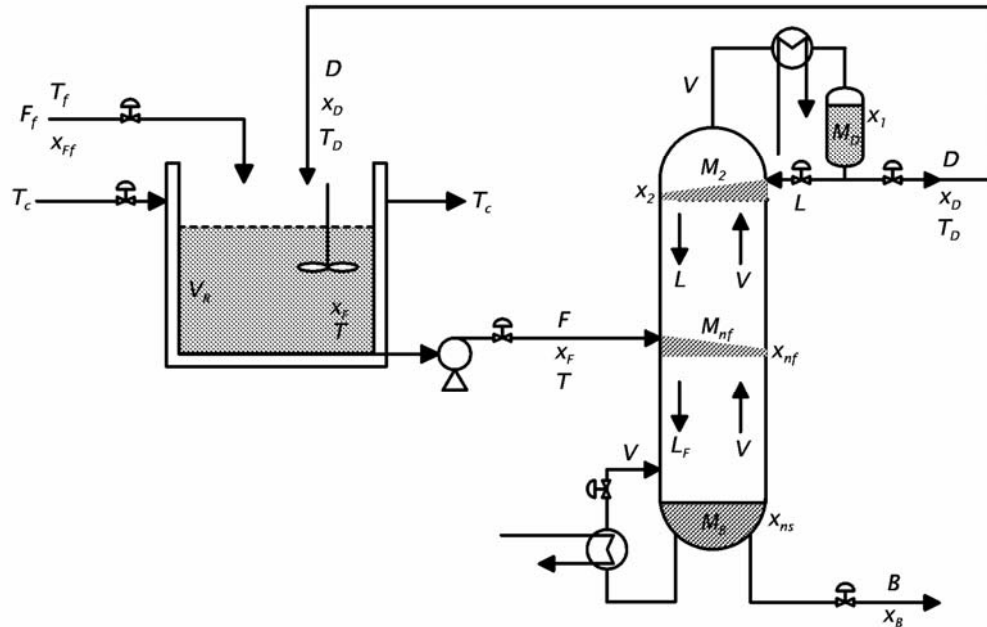


Figura 6.1. Reator e coluna de destilação com reciclo.

A Tabela 6.1 apresenta as condições operacionais nominais do processo.

Tabela 6.1. Valores dos parâmetros e condição do estado estacionário para o sistema de reação/separação com reciclo.

CSTR		
Vazão de alimentação do reator (F_f)	209,1	Kmol/h
Composição de alimentação (x_{F_f})	0,90	Kmol/Kmol
Temperatura da alimentação (T_f)	294,4	K
Vazão do reciclo/destilado (D)	227,5	Kmol/h
Composição da corrente de reciclo (x_D)	0,9519	Kmol/Kmol
Temperatura da corrente de reciclo (T_D)	326,2	K
Temperatura do reator (T)	342,532	K
Temperatura do resfriamento (T_c)	331,2	K
Temperatura de ebulição do componente leve (T_{bL})	324,1393	K
Temperatura de ebulição do componente pesado (T_{bH})	365,455	K
Volume do reator (V_R)	1127,6	Kmol
Energia de ativação (E)	7169	KJ/Kmol
Fator pré-exponencial (k_0)	$2,83 \times 10^{10}$	h^{-1}
Coefficiente global de troca térmica (U)	3079,2	KJ/(h.m ² .K)
Área de transferência de calor (A)	297,921	M ²
Capacidade calorífica (C_p)	3,138	KJ/(Kg.K)
Calor de reação (λ)	$6,97 \times 10^4$	KJ/Kmol
Densidade (ρ)	60	Kg/Kmol
Coluna de destilação		
Vazão de alimentação da coluna (F)	736,6	Kmol/h
Composição da alimentação da coluna (x_f)	0,5	Kmol/Kmol
Vazão do refluxo (L_1)	500	Kmol/h
Vazão do produto de fundo (B)	209,1	Kmol/h
Vazão de vapor (V)	727,5	Kmol/h
Composição do fundo (x_B)	0,0089	Kmol/Kmol
Número de estágios (n_s)	25	
Estágio de alimentação (n_f)	14	
Volatilidade relativa (α)	2,0	
Constante de tempo hidráulica (β)	0,0011	h
Volume do refeedor (M_B)	150,435	Kmol
Volume do tanque de refluxo (M_D)	69,4291	Kmol
Volume de líquido em cada prato (M_i)	10,671	Kmol

Neste processo ocorre uma reação irreversível de primeira ordem em um reator contínuo tipo tanque agitado (CSTR). A velocidade de reação (k) é uma

função da temperatura descrita pela expressão de Arrhenius. Parte do reagente é consumido no CSTR e o efluente do reator, uma mistura de reagente e produto, é alimentada numa coluna de destilação de 25 estágios. O produto é retirado da base da coluna e o reagente purificado retorna ao CSTR. A coluna tem um refeedor parcial e um condensador total.

As Equações 6.1 a 6.20 apresentam o modelo dinâmico não-linear do processo representado pela Figura 6.1:

Modelo do reator:

- Balanços de Massa

$$\frac{dV_R}{dt} = F_f + D - F \quad (6.1)$$

$$V_R \frac{dx_F}{dt} = F_f (x_{F_f} - x_F) + D(x_D - x_F) - r \quad (6.2)$$

- Balanço de Energia

$$\rho C_p V_R \frac{dT}{dt} = \rho C_p F_f (T_f - T) + \rho C_p D (T_D - T) + \lambda r - Q \quad (6.3)$$

- Cinética de reação

$$r = k_0 e^{-E/RT} V_R x_F \quad (6.4)$$

- Troca térmica

$$Q = UA(T - T_c) \quad (6.5)$$

Modelo da coluna de destilação

- Condensador ($i = 1$)

$$M_D \frac{dx_D}{dt} = V(y_2 - x_D) \quad (6.6)$$

$$\frac{dM_D}{dt} = V - L_1 - D \quad (6.7)$$

- Seção de retificação ($i = 2 \dots n_f - 1$)

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i-1} - L_i \quad (6.8)$$

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = V(y_{i+1} - y_i) + L_{i-1}(x_{i-1} - x_i) \quad (6.9)$$

- Prato de alimentação ($i = n_f$)

$$\frac{dM_{n_f}}{dt} = L_{n_f-1} - L_{n_f} + F \quad (6.10)$$

$$M_{n_f} \frac{dx_{n_f}}{dt} = F(x_F - x_{n_f}) + L_{n_f-1}(x_{n_f-1} - x_{n_f}) + V(y_{n_f+1} - y_{n_f}) \quad (6.11)$$

- Seção de esgotamento ($i = n_f + 1 \dots n_s - 1$)

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i-1} - L_i \quad (6.12)$$

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = V(y_{i+1} - y_i) + L_{i-1}(x_{i-1} - x_i) \quad (6.13)$$

- Refervedor ($i = n_s$)

$$\frac{dM_B}{dt} = L_{n_s-1} - L_B - V \quad (6.14)$$

$$M_B \frac{dx_B}{dt} = V(x_B - y_B) + L_{n_s-1}(x_{n_s-1} - x_B) \quad (6.15)$$

- Hidráulica de pratos:

$$L_i = L_0 + \frac{M_i - M_{0i}}{\beta} \quad (i = 2 \dots n_f - 1) \quad (6.16)$$

$$L_i = L_{0b} + \frac{M_i - M_{0i}}{\beta} \quad (i = n_f \dots n_s - 1) \quad (6.17)$$

$$L_{0b} = L_0 + F_0 \quad (6.18)$$

- Equilíbrio Líquido-Vapor (VLE)

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + (\alpha - 1)x_i} \quad (i = 2 \dots n_s) \quad (6.19)$$

- Estimativa da temperatura da corrente de reciclo (T_D)

$$T_D = x_D T_{bL} + (1 - x_D) T_{bH} \quad (6.20)$$

6.3. RESPOSTA DO PROCESSO REATOR/COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECICLO A VARIAÇÕES-DEGRAU NAS VARIÁVEIS MANIPULADAS

Nesta seção faz-se um estudo da resposta dinâmica do processo reator/coluna de destilação apresentado na seção 6.2.

Um ponto importante no estudo do processo reator/coluna de destilação com reciclo é o estudo de sua estabilidade. A estabilidade de um processo é muito importante no estudo de estrutura de controle pois a estabilização da planta é uma das primeiras etapas a serem realizadas. Além disso, para se identificar a matriz dinâmica do QDMC é necessário que o processo seja estável.

Tendo isso em vista, a primeiro passo para o estudo da estabilidade da planta foi a linearização do modelo não-linear. A partir deste modelo calculou-se os pólos do sistema em malha aberta. Verificou-se a existência de três pólos na origem, os quais se referem aos volumes do reator (V_R) e do tanque de refluxo no topo da coluna (M_D) e do refeedor na base da mesma (M_B). Assim, conclui-se, por meio deste estudo, que é necessário controlar estas três variáveis para que se tenha um bom controle do processo. Além disso, como este processo está sujeito ao efeito “bola de neve” (Luyben, 1994), deve-se controlar a vazão da corrente de saída do reator (F) (Regra de Luyben) para evitar este efeito.

Assim, utilizou-se a configuração de controle apresentada por Luyben (1994) que evita o efeito “bola de neve”. Nesta configuração utilizam-se os seguintes pareamentos para estabilizar a planta: manipula-se a vazão da corrente de alimentação do reator (F_f) para controlar o nível do reator (V_R); manipula-se a

vazão do destilado que retorna ao reator (D) para controlar o nível do tanque de armazenagem de destilado (M_D); manipula-se a vazão do produto de fundo da coluna de destilação (B) para controlar o nível do fundo da coluna (M_B); e faz-se um auto-controle da vazão de saída do reator (F). Todas estas malhas utilizam controladores proporcionais.

Além dessas quatro malhas de controle, que têm como objetivo estabilizar a planta, Luyben (1994) propõe outras três malhas: controla-se a temperatura do reator (T) manipulando-se a temperatura da camisa de resfriamento (T_c); controla-se a composição do produto de fundo da coluna (x_B) manipulando-se a vazão de vapor do refeedor (V); e controla-se a composição do destilado (x_D) manipulando-se a vazão da corrente de refluxo (L_1). Para cada uma destas três últimas malhas de controle utilizou-se o controlador QDMC.

A Tabela 6.2 apresenta um resumo das malhas de controle da estrutura de Luyben (1994).

Tabela 6.2. Malhas de controle da estrutura de Luyben (1994).

Malha	Controlada	Manipulada	Controlador
1	V_R	F_f	Proporcional
2	M_D	D	Proporcional
3	M_B	B	Proporcional
4	F	F	Proporcional
5	T	T_c	QDMC
6	x_B	V	QDMC
7	x_D	L_1	QDMC

A Figura 6.2 apresenta as malhas de controle sugeridas por Luyben (1994) em sua estrutura de controle.

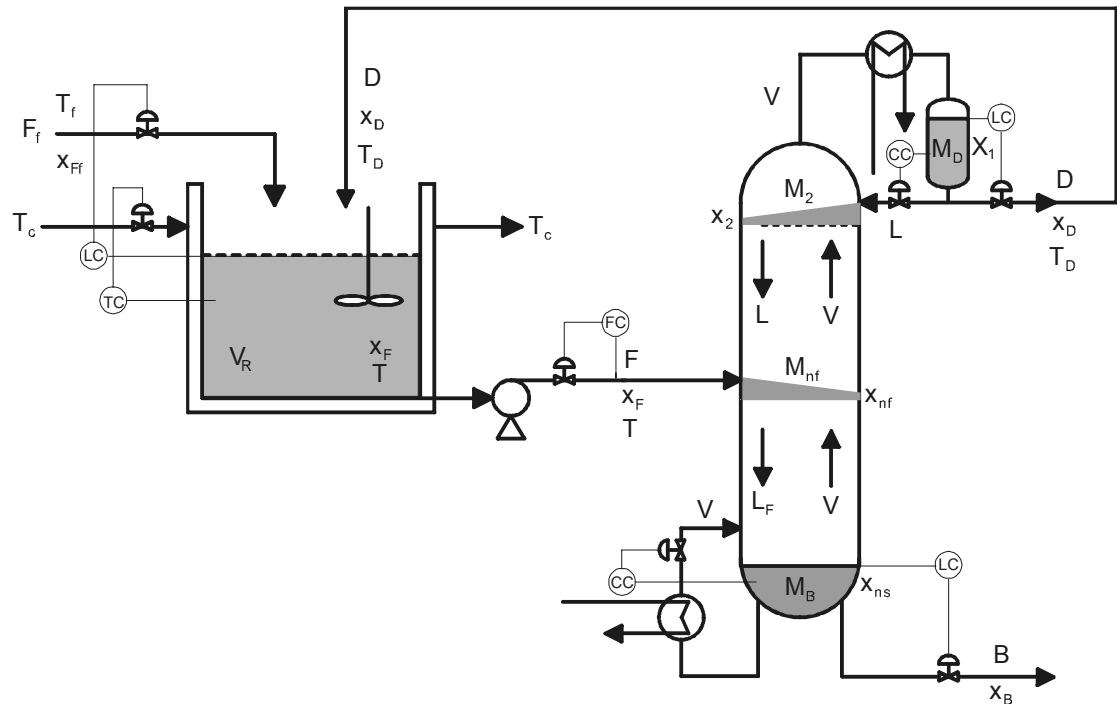


Figura 6.2. Malhas de controle usadas no processo reator/coluna de destilação com reciclo.

Para se obter os coeficientes das matrizes dinâmicas a serem utilizados pelo QDMC foram feitos testes degrau na planta. As Figuras 6.3 a 6.5 apresentam as respostas das variáveis controladas a variações-degrau nas variáveis manipuladas. É importante frisar que o sistema foi estabilizado fechando-se as quatro primeiras malhas de controle apresentadas na Tabela 6.2, ou seja, controlou-se os níveis do reator (V_R), do topo (M_D) e do fundo (M_B) da coluna e a vazão de saída do reator (F) com controladores proporcionais de acordo com o pareamento apresentado na Tabela 6.2.

Os resultados obtidos durante a simulação dos testes-degrau confirmam os dados encontrados na literatura. Como esperado, a resposta do sistema reator/coluna com reciclo se apresentou oscilatório, o que confirma os resultados obtidos por Luyben (1993a).

Outro resultado importante é a presença de resposta-inversa para a temperatura do reator e de grandes “overshoots”. Este resultado era esperado visto que Jacobsen (1999) havia predito que isto poderia ocorrer em sistemas com reciclo material. Outro ponto a ser observado é a presença de tempo morto na resposta das concentrações de topo (x_D) e de fundo (x_B) a variações da temperatura da camisa (T_c), ver Figura 6.3.

Estes resultados mostram que este processo é difícil de ser controlado. Além disso, como pode ser verificado pelas Figuras 6.3 a 6.5, a interação entre as malhas de controle é muito grande, visto que as variáveis manipuladas influenciam significativamente todas as variáveis controladas. Devido a isto, é importante que haja uma coordenação entre as malhas de controle para que elas não prejudiquem a operação de toda a planta.

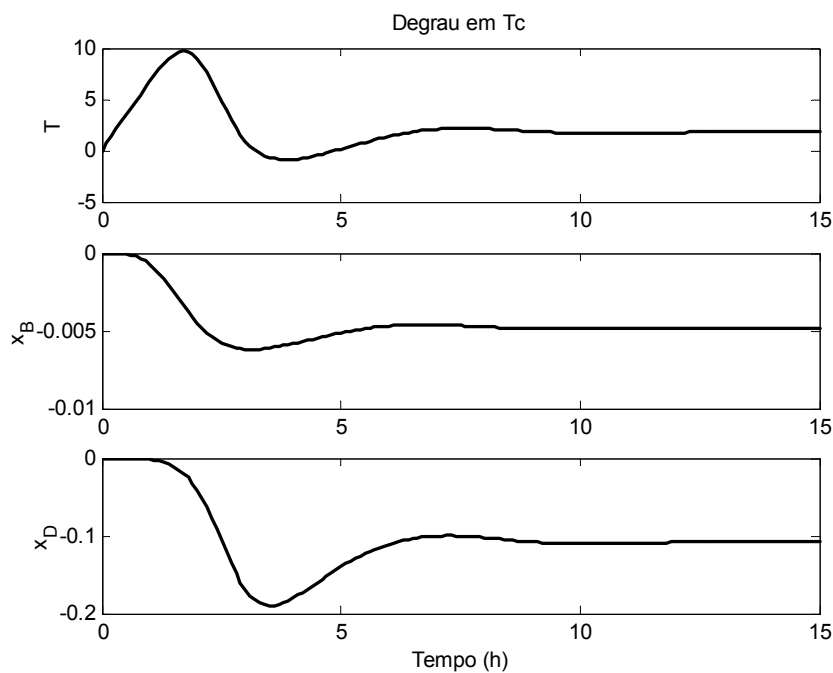


Figura 6.3. Resposta das variáveis controladas a uma variação-degrau na temperatura da camisa (T_c).

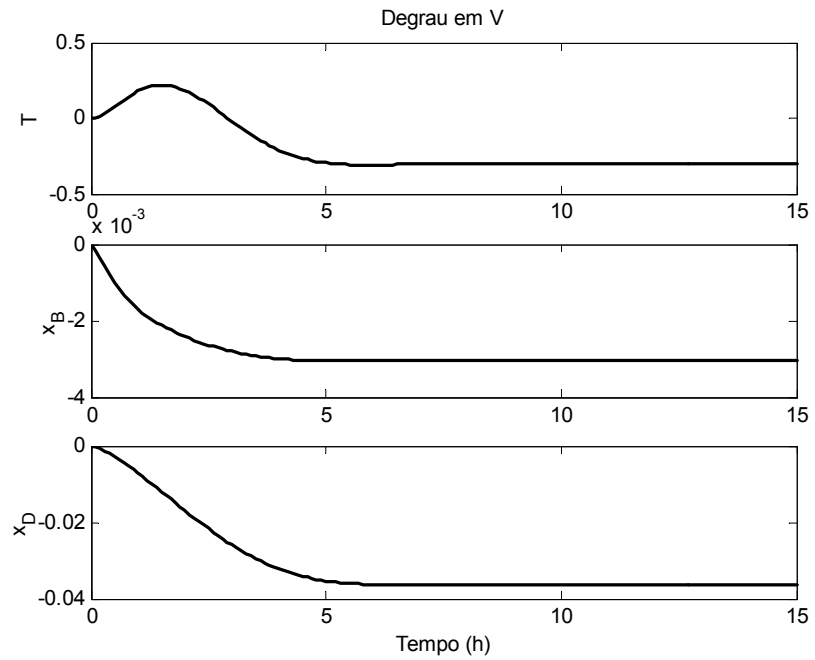


Figura 6.4. Resposta das variáveis controladas a uma variação-degrau na vazão de vapor (V).

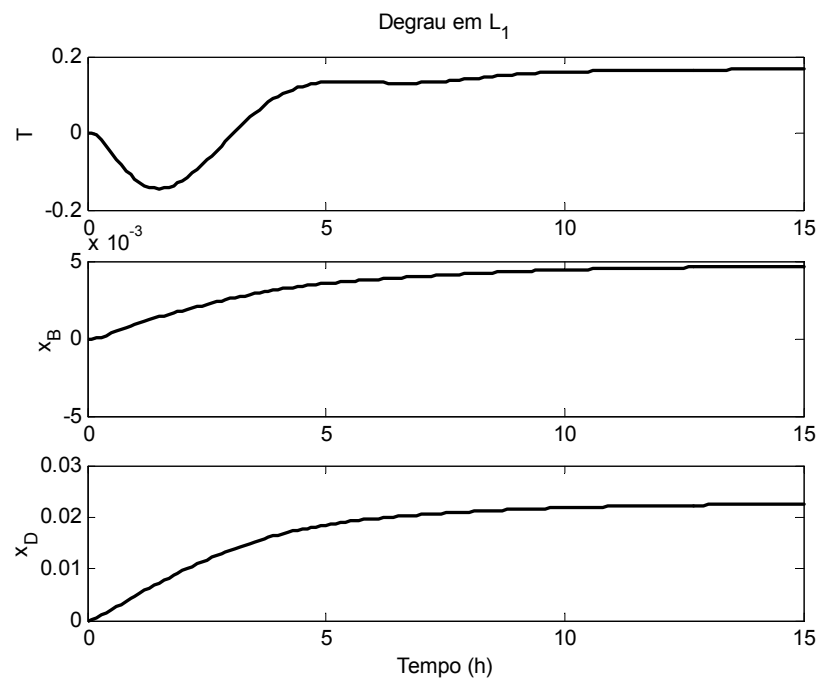


Figura 6.5. Resposta das variáveis controladas a uma variação-degrau na vazão de refluxo da coluna de destilação (L_1).

6.4. APLICAÇÃO DO CONTROLE DESCENTRALIZADO COORDENADO

Nesta seção aplicou-se o algoritmo de coordenação do QDMC descentralizado ao sistema reator/coluna de destilação com reciclo apresentado na seção 6.2. A configuração de controle utilizada foi a mesma apresentada na seção 6.3.

Foram comparados os desempenhos do QDMC descentralizado tradicional (chamado de “sem coordenação”), o QDMC com o método de Charos e Arkun (1993) e o QDMC com coordenação (método proposto).

Para a comparação foram aplicadas variações no “set point” e nos distúrbios. Os possíveis distúrbios que foram considerados são: a temperatura da corrente de alimentação (T_f) e a composição da mesma (x_{Ff}).

As variações nos “set points” e nos distúrbios foram as seguintes:

No instante $t = 0$ h : reduziu-se o “set point” da temperatura do reator em 1%.

No instante $t = 80$ h : o “set point” da temperatura do reator voltou ao seu valor original, passou-se o “set point” da composição do produto de fundo da coluna de destilação (x_B) de $8,9 \cdot 10^{-3}$ para $5,5 \cdot 10^{-3}$ e a composição da corrente de alimentação passou de 0,9 para 0,85.

No instante $t = 150$ h : o “set point” da composição do destilado passou de 0,952 para 0,9 e a composição da alimentação voltou para o seu valor inicial (0,9).

No instante $t = 250$ h : a temperatura da corrente de alimentação (T_f) passou de 300 K para 310 K.

As Figuras 6.6 a 6.8 apresentam as comparações dos desempenhos do algoritmo QDMC sem coordenação, do algoritmo de Charos e Arkun (1993) e o algoritmo de coordenação proposto no Capítulo 5.

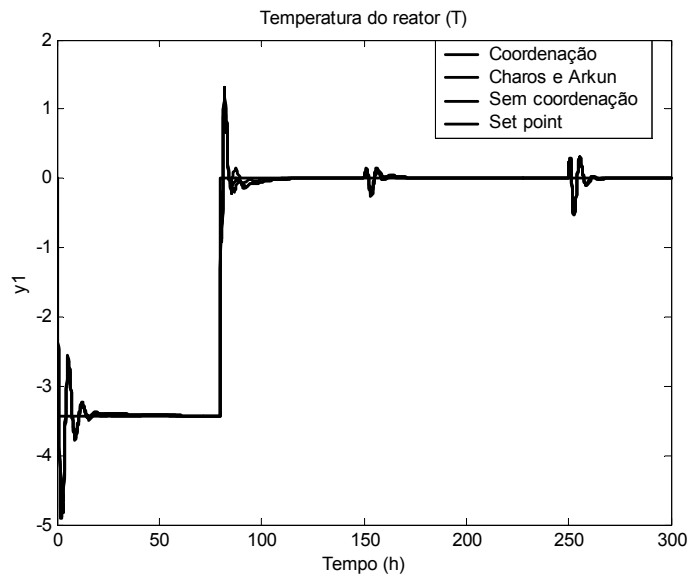


Figura 6.6. Resposta da temperatura do reator (y_1) a variações no “set point” e nos distúrbios.

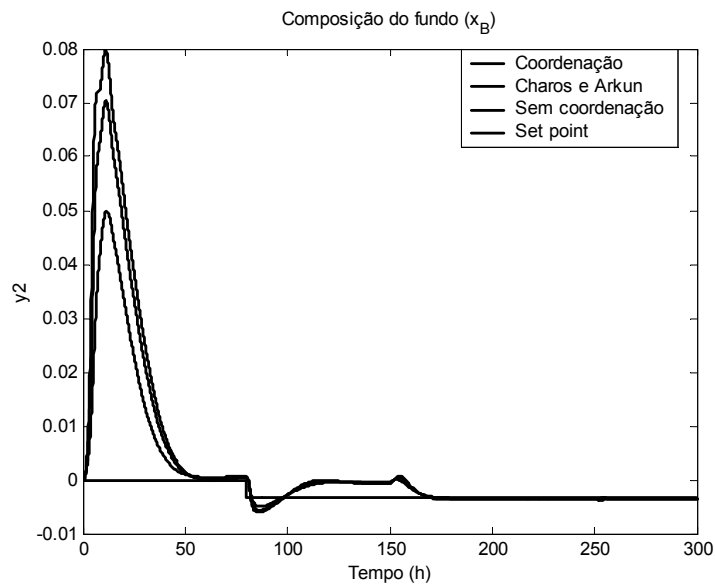


Figura 6.7. Resposta da composição do produto de fundo da coluna de destilação (y_2) a variações no “set point” e nos distúrbios.

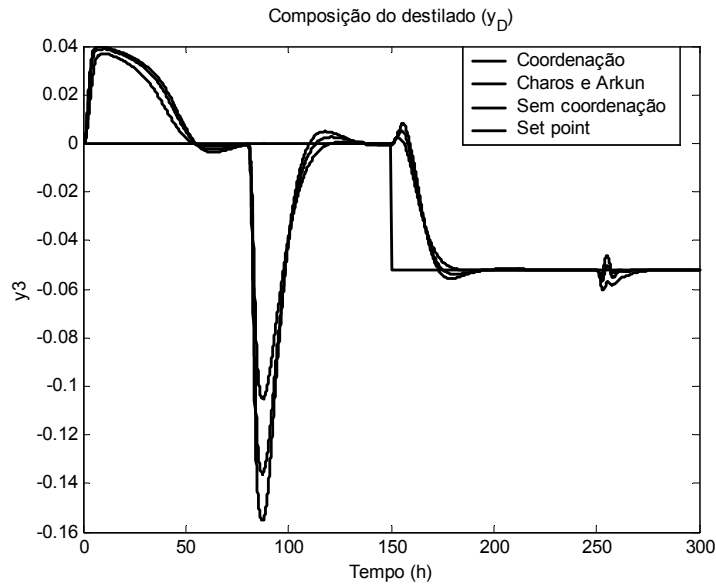


Figura 6.8. Resposta da composição do destilado da coluna de destilação (y_3) a variações no “set point” e nos distúrbios.

Como pode ser observado a partir das Figuras 6.6 a 6.8, o algoritmo proposto apresenta melhor desempenho que o algoritmo de Charos e Arkun (1993) e o QDMC sem coordenação. Este resultado é confirmado pelas Tabelas 6.3 e 6.4, onde é feita a comparação entre os três algoritmos pelos índices de performance IAE (“Integral Absolute Error”) e ISE (“Integral Square Error”), respectivamente. Para o cálculo dos índices foi feita a adimensionalização dos valores dos erros dividindo-os pelos seus respectivos valores no estado estacionário inicial.

Tabela 6.3. Valores do índice de performance IAE de cada uma das saídas controladas (y_1 , y_2 e y_3) e a soma dos IAEs.

	y_1	y_2	y_3	soma
Coordenação	0,4456	$1,3635 \times 10^3$	39,2311	$1,4032 \times 10^3$
Charos e Arkun (1993)	0,4655	$1,8978 \times 10^3$	44,5804	$1,9429 \times 10^3$
Sem coordenação	0,4209	$2,1901 \times 10^3$	48,3598	$2,2388 \times 10^3$

Tabela 6.4. Valores do índice de performance ISE de cada uma das saídas controladas (y_1 , y_2 e y_3) e a soma dos ISEs.

	y_1	y_2	y_3	soma
Coordenação	$8,6683 \times 10^{-4}$	$4,3095 \times 10^3$	2,0744	$4,3116 \times 10^3$
Charos e Arkun (1993)	$9,6258 \times 10^{-4}$	$8,8782 \times 10^3$	2,9565	$8,8812 \times 10^3$
Sem coordenação	$9,7623 \times 10^{-4}$	$1,1917 \times 10^4$	3,5811	$1,1920 \times 10^4$

6.5. CONCLUSÕES

Este capítulo apresentou a aplicação do algoritmo de coordenação iterativa ao processo reator/coluna de destilação com reciclo. Os resultados obtidos foram comparados aos dos algoritmos descentralizado sem coordenação e de Charos e Arkun (1993).

Os resultados mostram que o algoritmo sugerido é capaz de melhorar a performance do sistema de controle (ver Figuras 6.5 a 6.7 e Tabelas 6.3 e 6.4). Isso confirma o resultado obtido no Capítulo 5, onde o algoritmo sugerido foi aplicado à Caixa de Alimentação de uma Máquina de Papel.

6.6. NOMENCLATURA

- A Área de transferência de calor;
- B Vazão do produto de fundo da coluna de destilação;
- C_p Capacidade calorífica;
- D Vazão do reciclo/destilado;
- E Energia de ativação;
- F Vazão de alimentação da coluna;

- F_0 Vazão de alimentação da coluna no estado estacionário inicial;
- F_f Vazão de alimentação do reator;
- L_1 Vazão do refluxo;
- L_i Vazão de líquido dentro da coluna;
- L_0 Vazão de líquido dentro da coluna (acima do prato de alimentação) no estado estacionário inicial;
- L_{0b} Vazão de líquido dentro da coluna (abaixo do prato de alimentação) no estado estacionário inicial;
- M_B Volume do reator;
- M_D Volume do tanque de refluxo;
- M_i Volume de líquido em cada prato;
- M_{0i} Volume de líquido em cada prato no estado estacionário inicial;
- n_f Estágio de alimentação;
- n_s Número de estágios;
- r Velocidade da reação;
- R Constante dos gases;
- Q Taxa de transferência de calor
- T Temperatura do reator;
- T_{bL} Temperatura de ebulição do componente leve (reagente)
- T_{bH} Temperatura de ebulição do componente pesado (produto)
- T_c Temperatura da camisa de resfriamento;
- T_D Temperatura da corrente de reciclo

T_f	Temperatura da alimentação;
U	Coefficiente global de troca térmica;
V	Vazão de vapor;
V_R	Volume do reator;
x_B	Composição do produto de fundo da coluna de destilação;
x_D	Composição da corrente de reciclo;
x_F	Composição da alimentação da coluna;
x_{F_i}	Composição de alimentação;
x_i	Composição do líquido dentro da coluna;
y_i	Composição do vapor dentro da coluna (Seção 6.2);
y_i	Saída controlada (Seções 6.3 e 6.4);

Letras gregas

α	Volatilidade relativa;
β	Constante de tempo hidráulica;
k_0	Fator pré-exponencial;
λ	Calor de reação;
ρ	Densidade

6.7. BIBLIOGRAFIA

CHAROS, G. N., ARKUN, Y. A decentralized quadratic dynamic matrix control algorithm. Journal of Process Control, 3(2):75-83, 1993.

- CHENG, Y. C.; YU, C. C. Effects of process design on recycle dynamics and its implication to control structure selection. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 42, n. 19, p. 4348-4365, 2003.
- CHODAVARAPU, S. K.; ZHENG, A. Control system design for recycle systems. Journal of Process Control, v. 11, p. 459-468, 2001.
- DENN, M. M.; LAVIE, R. Dynamics of plants with recycle. Chemical Engineering Journal, v. 24, p. 55, 1982.
- DOUGLAS, J. M. *Conceptual Design of Chemical Processes*. McGraw-Hill: New York, 1988.
- GILLILAND, E. R.; GOULD, L. A.; BOYLE, T. J. Joint Automatic Control Conference, p. 140, 1964.
- JACOBSEN, E. W. Effect of recycle on the plant zero dynamics. Computers and Chemical Engineering, v. 21, Suppl., p. S279-S284, 1997.
- KAPOOR N.; MCAVOY, T. J.; MARLIN, T. E. Effect of recycle structure on distillation tower time constants. Aiche Journal, v. 32, p. 411-418, 1986.
- LAKSHMINARAYANAN, S.; ONODERA, K.; MADHUKAR, G. M. GM Recycle effect index: A measure to aid in control system design for recycle processes. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 43, n. 6, p. 1499-1511, 2004.
- LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems. 1. Simple open-loop and closed-loop systems. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, n. 3, p. 466-475, 1993a.
- LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems .2. comparison of alternative process designs. Industrial and Engineering Chemistry Research, v.32, n. 3, p. 476-486, 1993b.
- LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems .3. alternative process designs in a ternary-system. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, n. 6, p. 1142-1153, 1993c.
- LUYBEN, W. L. Snowball effects in-reactor separator processes with recycle. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 33, n. 2, p. 299-305, 1994.
- LUYBEN, W. L.; BUCKLEY, P. S. A proportional-only level controller without steady state offset. Inst. Tech., v. 24, p. 65, 1977.
- MIZSEY, P.; KALMAR, I. Effects of recycle on control of chemical processes. Computers and Chemical Engineering, v. 20, Suppl., p. S883-S888, 1996.

- PAPADOURAKIS, A. Stability and dynamic performance of plants with recycle. Ph.D Dissertation, University of Massachusetts, Amherst, MA, 1985
- RINAR, I.; BENJAMIM, B. Control of recycle systems. I: Continuous control. Proc. ACC. Paper WA5, 1982.
- SCALI, C.; FERRARI, F. Control of systems with recycle by means of compensators. Computers and Chemical Engineering, v. 21, Suppl, p. S267-S272, 1997.
- SCALI, C.; FERRARI, F. Performance of control systems based on recycle compensators in integrated plants. Journal of Process Control, v. 9, p. 425-437, 1999.
- TAIWO, O. The dynamics and control of plants with recycle. Control Systems Centre Report 615, UMIST, Manchester, England, 1984.
- TAIWO, O. The design of robust control systems for plants with recycle. International Journal of Control, v. 43, n. 2, p. 671-678, 1986.
- VERYKIOS, X.; LUYBEN, W. L. Steady state sensitivity and dynamics of a reactor/distillation column system with recycle. ISA Transactions, v. 17, p. 49, 1978.
- TYRÉUS, B. D.; LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems.4. Ternary systems with one or two recycle streams. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 32, n. 6, p. 1154-1162, 1993
- WU, K. L.; YU, C. C. Reactor/separator processes with recycle .1. Candidate control structure for operability. Computers and Chemical Engineering, v. 20, n. 11, p. 1291-1316, 1996.

Capítulo 7

Conclusões Finais e Sugestões para Trabalhos Futuros

7.1. CONCLUSÕES

Nesta seção são apresentadas as principais conclusões desta tese de doutorado.

No Capítulo 2 foi apresentado o problema do controle perfeito indireto. Mostrou-se que é possível se obter controle perfeito indireto das variáveis controladas primárias caso se tenha uma quantidade mínima de variáveis medidas independentes. Este trabalho demonstrou que, para se obter controle perfeito indireto das variáveis controladas primárias, é necessário que sejam controladas combinações lineares das variáveis medidas. Além disso, o trabalho apresentou uma forma generalizada e simples de se obter a melhor combinação destas medidas. O resultado obtido generaliza aquele apresentado por Häggblöm e Waller (1990).

No Capítulo 3 foi apresentado o problema de minimizar os desvios dos estados na presença de distúrbios e de erros de implementação. Foi mostrado que a função-custo pode ser representada por uma combinação linear dos estados. A vantagem desta abordagem é que isto reduz os efeitos das não-linearidades do processo, tornando-o mais fácil de se controlar.

No Capítulo 4 foi apresentada a importância de se ter medidas da complexidade dos sistemas de controle, visto que quanto mais complexo o sistema de controle mais caro se torna a sua implementação. Foi apresentada uma forma simples de se calcular a complexidade de diagramas de bloco.

No Capítulo 5 foi apresentado o problema de coordenação de controladores descentralizados. Mostrou-se a necessidade de se coordenar as

ações de controle de forma a otimizar o desempenho de todo o processo. Foi apresentada uma forma de se coordenar as ações de controle de vários controladores QDMC descentralizados com o uso das ações de controle previstas pelos próprios controladores QDMC. Este algoritmo foi aplicado à caixa de alimentação de uma máquina de papel, sendo que os resultados demonstraram a eficácia do mesmo, tanto na presença de distúrbios como em variações nos “set points” do processo.

No Capítulo 6 aplicou-se o algoritmo apresentado no Capítulo 5 ao sistema reator/coluna de destilação com reciclo. Este é um processo muito interativo, como mostram as simulações para obtenção das matrizes dinâmicas do QDMC. Os resultados apresentados confirmam que este algoritmo é capaz de melhorar o desempenho do sistema de controle.

7.2. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Esta seção apresenta sugestões para futuros trabalhos a serem realizados para continuidade dos trabalhos apresentados nesta tese de doutorado.

Para continuidade do estudo de controle perfeito indireto, apresentado no Capítulo 2, sugere-se que se faça um estudo mais aprofundado da sua robustez e do efeito dos ruídos de medida e de implementação. Além disso, sugere-se que se estude a possibilidade de se obter controle perfeito indireto para sistemas dinâmicos, visto que os resultados apresentados nesta tese se restringem ao estado estacionário. Outro ponto a ser estudado é o uso de reconciliação de dados para minimizar o efeito dos ruídos no controle perfeito indireto.

Assim como no Capítulo 2, onde é apresentado o controle perfeito indireto, no Capítulo 3 a minimização dos desvios dos estados também foi desenvolvida para o estado estacionário, sem considerar a dinâmica do processo. Desta forma, como no Capítulo 2, uma sugestão seria estudar a possibilidade de se levar em consideração a dinâmica do processo.

Para a continuidade do estudo de complexidade (Capítulo 4) sugere-se que se amplie a definição de complexidade de blocos de forma a obter uma medida mais completa.

Para a continuidade do estudo de coordenação (Capítulos 5 e 6) sugere-se o estudo da robustez do método de coordenação e também o estudo da coordenação de outros tipos de controladores.

E, por fim, seria interessante aplicar as etapas propostas nesta tese num único processo.