



THIAGO VAZ DA COSTA

ESTUDO E IMPLEMENTAÇÃO DE ESTRUTURAS DE CONTROLE
RECONFIGURÁVEL APLICADO A PROCESSOS QUÍMICOS

CAMPINAS
2014



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

Faculdade de Engenharia Química

THIAGO VAZ DA COSTA

**ESTUDO E IMPLEMENTAÇÃO DE ESTRUTURAS DE CONTROLE
RECONFIGURÁVEL APLICADO A PROCESSOS QUÍMICOS**

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

Coorientador: Prof. Dr. Luís Cláudio Oliveira Lopes

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA PELO ALUNO THIAGO VAZ DA COSTA,
E ORIENTADA PELO PROF. DR. FLÁVIO VASCONCELOS
DA SILVA.

Assinatura do Orientador

A handwritten signature in blue ink is written over a horizontal line. The signature is stylized and appears to be the name of the supervisor, Flávio Vasconcelos da Silva.

CAMPINAS

2014

Ficha catalográfica
Universidade Estadual de Campinas
Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura
Rose Meire da Silva - CRB 8/5974

C823e Costa, Thiago Vaz da, 1982-
Estudo e implementação de estruturas de controle reconfigurável aplicado a processos químicos / Thiago Vaz da Costa. – Campinas, SP : [s.n.], 2014.

Orientador: Flávio Vasconcelos da Silva.
Coorientador: Luís Cláudio Oliveira Lopes.
Tese (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Controle de processos químicos. 2. Controle preditivo. 3. Automação. 4. Falha de sistema (Engenharia). 5. Controle automático - Programas de computador. I. Silva, Flávio Vasconcelos da, 1971-. II. Lopes, Luís Cláudio Oliveira. III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. IV. Título.

Informações para Biblioteca Digital

Título em outro idioma: Study and implementation of reconfigurable control structures applied to chemical processes

Palavras-chave em inglês:

Chemical process control

Predictive control

Automation

System Failure (Engineering)

Automatic control - Computer programs

Área de concentração: Sistemas de Processos Químicos e Informática

Titulação: Doutor em Engenharia Química

Banca examinadora:

Flávio Vasconcelos da Silva [Orientador]

Maurício Bezerra de Souza Júnior

Cláudio Homero Ferreira da Silva

Vivaldo Silveira Júnior

Antônio José Gonçalves da Cruz

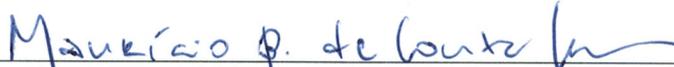
Data de defesa: 27-03-2014

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química

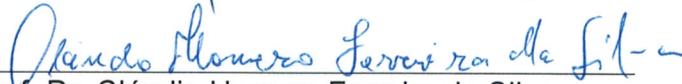
Tese de Doutorado defendida por Thiago Vaz da Costa e aprovada em 27 de Março de 2014 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva



Prof. Dr. Maurício Bezerra de Souza Júnior



Prof. Dr. Cláudio Homero Ferreira da Silva



Prof. Dr. Vivaldo Silveira Jr.



Prof. Dr. Antônio José Gonçalves da Cruz

Resumo

A consideração sistemática relacionada ao tratamento de falhas na estrutura de controle é essencial para se atingir as metas de um processo ao mesmo tempo seguro e produtivo. Nesse sentido, este trabalho propõe o estudo e a implementação de técnicas baseadas no controle reconfigurável com aplicações em processos químicos. Essa técnica está relacionada à etapa que lida com a falha no sistema em malha fechada, por meio de sua reconfiguração, evitando a evolução dos seus efeitos na estrutura de controle. Nesse estudo, a atenção é voltada ao rastreamento do comportamento nominal do sistema considerando as técnicas baseadas nos atuadores virtuais. O método considera o desvio da planta em relação ao seu comportamento nominal na presença de falhas em seus atuadores. Deste modo, se o distanciamento em relação ao comportamento nominal pode ser estabilizado por meio das redundâncias físicas e analíticas presentes no processo, o comportamento da planta sujeita à falha também pode ser estabilizado. Neste sentido, uma consideração sobre esse desvio no futuro é proposta, permitindo que técnicas baseadas no controle ótimo e preditivo sejam utilizadas. São consideradas especificamente falhas que comprometam o desempenho do processo quando existe a perda total ou parcial de suas variáveis de entrada. Com os componentes comprometidos devidamente localizados, a redistribuição dos sinais de controle da planta é encaminhada para que a estabilidade e desempenho do processo sejam assegurados. A concepção do atuador virtual com horizonte móvel possibilita o uso de técnicas de otimização, permitindo que as informações referentes às características físicas das redundâncias do processo sejam incluídas, evitando a saturação dos componentes utilizados durante o tratamento da falha. A validação da técnica proposta é avaliada experimentalmente em um processo de neutralização, no qual ferramentas de injeção de falhas são capazes de simular os efeitos de falha dos atuadores no processo real. As estratégias estudadas foram implementadas em um *software* em código aberto e foram testadas experimentalmente a partir do uso de comunicação OPC (*Object Linking and Embedding for Process Control*). Cenários com diferentes falhas afetando os atuadores do processo foram concebidos e avaliados. Em todos os estudos, observou-se a capacidade da ferramenta em efetuar a reconfiguração do sistema em malha fechada para mitigar os efeitos indesejáveis da falha. Com base nos resultados, conclui-se que a utilização das técnicas em cenários industriais é viável e pode garantir a operação estável do processo mesmo quando surjam falhas em seus componentes, consideradas as condições de controlabilidade e estabilizabilidade do sistema.

Palavras-chave: Controle de processos químicos; Controle preditivo; Automação; Falha de sistema (Engenharia); Controle automático - Programas de computador.

Abstract

A systematic approach to fault handling in control loops is important to achieve safe and productive process goals. Therefore, the present work proposes the study and implementation of reconfigurable control methods with applications in chemical processes. This technique is related to the fault handling stage in the closed loop system by means of reconfiguration, preventing the progression of fault effects in the control structure. In this study, particular focus is given to virtual actuator based techniques for tracking nominal system behavior. The method considers the deviation of the plant in relation to its nominal behavior when there are faults in its actuators. Therefore, if the nonconformity from the nominal response can be stabilized using the process physical and analytical redundancies, the faulty plant behavior can also be stabilized. Hence, it is proposed the use of the deviation from the nominal system response in the future, enabling the use of optimal and predictive control techniques. Faults affecting process performance due to total or partial loss of input variables are particularly considered. Once the faulty components are located, input signal redistribution is determined in order to ensure process performance and stability. The moving horizon virtual actuator proposal provides the use of optimization techniques allowing information about physical characteristics of the process redundancies to be included, avoiding component saturation during the fault handling approach. The validation of the technique is performed experimentally in a neutralization process, in which fault injection tools are able to simulate the effects of actuators faults in the real process. The studied strategies were implemented using open-source software and tested experimentally by means of an OPC (Object Linking and Embedding for Process Control) communication. Several fault scenarios considering actuator faults were planned and fulfilled for evaluation. The experimental tests showed that the proposed framework is capable of performing closed loop system reconfiguration to mitigate undesirable fault effects. Based on the results, it is concluded that using such a technique in industrial scenarios is feasible and can guarantee stable process operation even when there are faults in its components, considering system controllability and stabilizability conditions.

Keywords: Chemical process control; Predictive control; Automation; System failures (Engineering); Automatic Control - Computer Programs.

Sumário

Lista de Figuras	xv
Lista de Tabelas	xix
1 Introdução	1
2 Revisão bibliográfica	5
2.1 Falhas em sistemas industriais	5
2.2 Controle tolerante a falhas	7
2.3 Estrutura do controle tolerante ativo	10
2.3.1 Subsistema de monitoramento	11
2.3.2 Subsistema de reconfiguração e acomodação de falhas	17
2.4 Controle Preditivo tolerante a falhas	23
2.5 Técnicas baseadas no rastreamento do comportamento nominal	24
2.5.1 Sensores e atuadores virtuais	25
2.5.2 Método baseado na pseudo-inversa	29
2.6 Discussões	31
3 Proposta de um atuador virtual com horizonte móvel	33
3.1 Modelo de referência	35
3.2 Atuador virtual com horizonte finito	39
3.2.1 Solução do problema de otimização	42
3.2.2 Sinal futuro do controlador nominal	45
3.2.3 Exemplo ilustrativo – Sistemas de tanques interativos	45
3.3 Atuador virtual com horizonte infinito	51
3.3.1 Controle de dois modos	53
3.3.2 Formulação do problema	54

3.3.3	O uso da malha interna estabilizadora	56
3.3.4	Exemplo ilustrativo - CSTR não-isotérmico	59
3.4	Consideração sobre falhas fora do ponto de equilíbrio	68
3.5	Inclusão de ação integral	70
3.6	Discussões	73
4	Sistema experimental de neutralização	75
4.1	Caracterização do aparato experimental	76
4.1.1	Sistema de alimentação	78
4.1.2	Reator de neutralização	81
4.1.3	Linha de Resfriamento	82
4.1.4	Effluente do reator	83
4.1.5	Painéis de instrumentação	84
4.2	Sistema de controle e aquisição	86
4.2.1	Programação do CLP	87
4.2.2	Configuração dos cartões de entradas e saídas analógicas	89
4.3	Implementação das malhas de vazão	91
4.3.1	Filtros digitais	91
4.3.2	Controladores de vazão	94
4.4	Sistema de supervisão e controle	96
4.4.1	Interface para configuração do cliente	98
4.4.2	Sistema de supervisão	101
4.4.3	Implementação das estratégias de controle	102
4.5	Modelo matemático do reator de neutralização	104
4.5.1	Modelo dinâmico não-linear	105
4.5.2	Modelo dinâmico linear	109
4.5.3	Parâmetros do sistema	110
4.6	Discussões	113
5	Aplicação experimental da estratégia de controle reconfigurável	115
5.1	Controlador Nominal da Planta	116
5.1.1	Implementação prática do controlador nominal	117
5.1.2	Modelo interno do controlador	118
5.1.3	Demais considerações sobre a dinâmica da planta	119
5.1.4	Estimador de Estados	121

5.1.5	Comparação entre planta e modelo em malha fechada	122
5.2	Avaliação experimental do controle reconfigurável	126
5.2.1	Sistema de injeção de falhas	126
5.2.2	Implementação do atuador virtual	127
5.3	Resultados Experimentais	129
5.3.1	Cenário 1: Falha do atuador na posição de equilíbrio	130
5.3.2	Cenário 2: Falha do atuador fora da posição de equilíbrio	134
5.3.3	Cenário 3: Falha do atuador com perda de desempenho	137
5.4	Discussões	141
6	Conclusões	143
	Referências bibliográficas	147
	Apêndice A Curvas de calibração	153
	Apêndice B Códigos programados no CLP	155
	Apêndice C Diagrama completo em XCOS	165

Lista de Figuras

2.1	Segurança de processos e tolerância a falhas (adaptado de BLANKE et al., 2006).	6
2.2	Árvore de estratégias relacionadas ao controle tolerante a falhas.	8
2.3	Componentes típicos em uma estratégia de controle tolerante a falhas (adaptado de MUENCHHOF, 2008).	10
2.4	Sistema sujeito a falhas monitorado a partir de desvios em seus parâmetros.	15
2.5	Sistema sujeito a falhas monitorado por relações de paridade.	16
2.6	Sistema sujeito a falhas monitorado a partir de observadores de estado.	17
2.7	Ações de contenção e acomodação de falhas no sistema em malha fechada.	18
2.8	Reestruturação da malha de controle baseada em um bloco reconfigurador.	25
2.9	Estrutura do método PIM para rastreamento do comportamento nominal da planta	30
3.1	Diagrama de blocos com fluxo de sinais para o atuador virtual discreto (adaptado de STEFFEN, 2005).	38
3.2	Sistema de tanques em série sujeito a falha em u_2	45
3.3	Simulação do sistema de tanques interativos em malha fechada (comportamento nominal).	47
3.4	Simulação do sistema de tanques interativos com falha em u_2	48
3.5	Reconfiguração do sistema de tanques interativos sem restrições.	49
3.6	Reconfiguração do sistema de tanques interativos com restrições em u_1	51
3.7	Representação de um seguimento ótimo segundo o princípio de otimalidade de Bellman.	52
3.8	Estratégia de controle de dois modos para diferentes leis de controle terminal.	54
3.9	Reator CSTR não-isotérmico.	60
3.10	Simulação do reator CSTR não-isotérmico em malha fechada (comportamento nominal).	62
3.11	Simulação do reator CSTR não-isotérmico com falha em T_c no instante $t = 25$ min.	63
3.12	Reconfiguração do reator CSTR não-isotérmico sem restrições.	66

3.13	Reconfiguração do reator CSTR não-isotérmico com consideração de restrições . . .	67
4.1	Mapeamento estático característico em processos com controle de pH.	76
4.2	Projeto do processo experimental de neutralização.	77
4.3	Processo experimental de neutralização.	77
4.4	Diagrama de instrumentação do sistema de neutralização.	78
4.5	Visão superior do reator de neutralização.	79
4.6	Bombas para alimentação dos reagentes	80
4.7	Bomba P-105 de baixa vazão para alimentação de NaHCO_3	80
4.8	Sensores de vazão	81
4.9	Sensor e transmissor de pH	82
4.10	Sensores de temperatura	83
4.11	Sensor de vazão FE-104 (Signet GF-2502) conectado na linha de saída do reator. . .	84
4.12	Painel principal de instrumentação	85
4.13	Painel auxiliar de instrumentação	85
4.14	Controlador lógico programável B&R modelo CP-X20-1485	86
4.15	Interface do <i>software</i> Automation Studio 3.9 para comunicação e programação do CLP.	87
4.16	Definição de ciclos para as tarefas do controlador lógico programável.	88
4.17	Topologia de cartões de entradas e saídas do CLP.	89
4.18	Comparação entre sinal de vazão sem tratamento e com atenuação por filtros média móvel para diferentes valores da constante “b”.	93
4.19	Controle de vazão para as correntes de entrada do reator.	95
4.20	Diagrama representando o fluxo de sinais entre o processo e as rotinas implementa- das no computador.	97
4.21	Interface para configuração do cliente com informações sobre a conexão OPC. . . .	98
4.22	Interface para configuração do cliente OPC com disposição das <i>tags</i> selecionadas no servidor.	99
4.23	Leitura das variáveis <i>tags</i> selecionadas no servidor.	100
4.24	Tela para procedimento de exportação do arquivo de configuração.	100
4.25	Tela de supervisão e aquisição de dados do processo de neutralização.	101
4.26	Diagrama simplificado em XCOS demonstrando as funções de interface com o processo. 103	
4.27	Dados experimentais e validação para o cálculo da constante da válvula (c_v).	111
5.1	Diagrama representando a aplicação da estratégia de controle reconfigurável.	116

5.2	Bloco implementado em <i>Scilab</i> para a estratégia de controle nominal da planta.	117
5.3	Diagrama interno do controlador nominal da planta.	118
5.4	Sinal de pH com diferentes taxas de amostragem.	119
5.5	Avaliação da dinâmica das variáveis de saída com a possível presença de um ruído auto-correlacionado (indicado por setas) na variável pH.	120
5.6	Validação do estimador de estados baseado no Filtro de Kalman.	123
5.7	Comportamento da planta em malha fechada para cenário simulado.	124
5.8	Comportamento da planta em malha fechada para cenário real.	125
5.9	Bloco para injeção de falhas.	127
5.10	Bloco de reconfiguração baseado no do atuador virtual.	128
5.11	Diagrama interno do bloco de reconfiguração baseado no atuador virtual.	129
5.12	Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada com bloqueio da vazão de ácido em q_1 no ponto de equilíbrio.	131
5.13	Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada após reconfiguração da estratégia de controle perante a falha com bloqueio da variável manipulada (q_1) no ponto de equilíbrio.	133
5.14	Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada com atuador travado no limite inferior da variável ($q_1 = 23$ L/h).	135
5.15	Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada após reconfiguração da estratégia de controle perante a falha com saturação no limite inferior da variável manipulada.	136
5.16	Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada com falha resultante da degradação do atuador 1 (linha de ácido, q_1).	138
5.17	Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada após reconfiguração da estratégia de controle perante a falha com degradação de desempenho na linha de ácido q_1	140
A.1	Curvas de calibração para os sensores de vazão.	153
C.1	Diagrama de blocos implementado em XCOS para avaliação experimental do controle reconfigurável	165
C.2	Diagrama de blocos implementado em XCOS: Parte i – Conexão OPC.	166
C.3	Diagrama de blocos implementado em XCOS: Parte ii – Cálculo do controle.	167
C.4	Diagrama de blocos implementado em XCOS: Parte iii – Gráficos e Armazenamento.	168

Lista de Tabelas

3.1	Parâmetros de projeto do atuador virtual.	61
4.1	Correntes de alimentação do sistema.	80
4.2	Dimensões do reator de neutralização.	81
4.3	Relação de entradas analógicas.	90
4.4	Relação de saídas analógicas.	91
4.5	Relação de entradas analógicas.	94
4.6	Parâmetros do modelo dinâmico do reator de neutralização.	113
5.1	Parâmetros de projeto do controlador nominal da planta.	122
5.2	Restrições incorporadas ao controle nominal para as variáveis manipuladas (MV).	122
5.3	Parâmetros de projeto do controlador nominal da planta.	124
5.4	Parâmetros de projeto do atuador virtual.	130

Capítulo 1

Introdução

A necessidade de operações industriais com elevada eficiência e confiabilidade tem estabelecido novos paradigmas ao projeto e desenvolvimento de plantas industriais. A demanda por processos mais econômicos e flexíveis, com minimização de efluentes e adequação a exigências de órgãos ambientais e legislação específica, exige um esforço multidisciplinar no desenvolvimento de novas tecnologias, influenciando diretamente o projeto de malhas de controle. Sistemas altamente automatizados interagem de forma complexa e dessa forma uma simples falha pode causar o mau funcionamento de todo o processo produtivo (BLANKE et al., 2001).

Um estudo relativo à indústria de hidrocarbonetos (PRICE-KUEHNE, 2012) indica que o custo acumulado entre 2007 e 2011 com acidentes na indústria petroquímica e em suas refinarias foram superiores a 2 bilhões de dólares. Neste estudo, são apontados acidentes cujas perdas superam 500 milhões de dólares, como a explosão na refinaria de Fort McKay (Alberta, Canadá) em 2011. Além disso, o Brasil é apontado duas vezes no índice de acidentes, com perdas estimadas em mais de um bilhão de dólares, referente aos acidentes na plataforma de Enchova (1988) e na plataforma P-36 (2001), ambos ocorridos na Bacia de Campos.

Diante do exposto, a detecção e o diagnóstico de falhas ou de situações anormais em processos e o uso de sistemas tolerantes a falhas são essenciais para a operação eficiente de unidades industriais.

A rapidez na detecção e no isolamento de componentes em condição de falha ou degradação de comportamento é de grande importância para a manutenção da planta em situação regular de operação (SAMANTARAY; BOUAMAMA, 2008). A condição do processo deve ser monitorada continuamente para que a falha seja detectada enquanto o sistema ainda estiver em uma região cuja estabilidade possa ser garantida e o seu desempenho possa ser retomado, mesmo que parcialmente, mantendo-a em condições seguras de operação.

Em um panorama geral, a segurança dos processos industriais se beneficia com o crescimento e evolução da automação industrial. Por esse motivo, a indústria de processos químicos é uma grande consumidora de tecnologias de automação e controle. No entanto, a automação por si só, não é suficiente. Em certos casos, uma simples falha, como a perda de um sensor ou travamento de um atuador pode ser o iniciador de uma série de eventos que resultam no colapso do processo, ocasionando paradas inoportunas e, em casos graves, perdas pessoais, ambientais e materiais.

Além disso, a própria complexidade dos algoritmos de controle pode dificultar a tomada de decisão mediante o evento de falha ou potencializar os efeitos da falha no processo. Pode-se citar, como exemplo, o fato de certas falhas serem mascaradas pela presença do controlador por serem consideradas simples perturbações, confundindo os mecanismos de segurança e impedindo o seu tratamento. Nesse caso, a falha incipiente pode, com o tempo, tornar-se uma falha grave, gerando prejuízos para o processo de produção. Portanto, todo o investimento em tecnologias de controle e automação pode ser prejudicado ou inviabilizado caso as falhas não sejam efetivamente identificadas e mitigadas. Justifica-se, assim, o estudo e desenvolvimento de técnicas de monitoramento e controle tolerante a falhas como meio de garantir a eficiência e continuidade operacional dos processos industriais.

A integração de algoritmos de controle avançado e instrumentação inteligente, com dispositivos capazes de informar o seu estado, indicando a existência da falha no sistema ao controle tolerante, assim como o uso de técnicas de monitoramento podem ser consideradas opções relevantes para o melhor aproveitamento da capacidade de processamento dos equipamentos e a imensa quantidade

de dados da planta disponibilizada nos historiadores do processo. Deste modo, pode-se conceber um processo capaz de lidar com os eventos anormais de operação ou falhas, sem que para isso seja necessária a sua parada, aumentando de forma considerável a disponibilidade e a confiabilidade do processo controlado.

Um sistema tolerante a falhas irá identificar o evento anormal, etapa de monitoramento, na estrutura de controle e tomar decisões, etapa de contenção e mitigação, para que este evento ou falha seja tratado e possivelmente eliminado e não somente compensado ou corrigido pela realimentação da malha. Portanto, o sistema será capaz de satisfazer seus objetivos mesmo em condições adversas. Desta forma, o capital frequentemente gasto com o tratamento dos efeitos ou consequências da falha pode ser transformado em investimento para a elaboração das técnicas de monitoramento e controle tolerante.

Objetivos

Considerando o contexto apresentado, pretende-se nesse trabalho realizar o desenvolvimento e a avaliação experimental de técnicas de controle tolerante a falhas em processos de interesse da Engenharia Química. As etapas para o estudo foram determinadas de acordo com: (i) o desenvolvimento de técnicas que auxiliem a malha de controle na tarefa de tolerar a perda de desempenho devido a presença de falhas no processo; (ii) a construção de um processo experimental que permita o estudo e avaliação das técnicas em ambientes com alteração estrutural da malha de controle; (iii) o desenvolvimento de *softwares* em código aberto para o projeto dos sistemas de tolerância à falhas.

Os objetivos específicos desta tese incluíram o estudo e desenvolvimento de estruturas capazes de assegurar a estabilidade e o desempenho de um processo com falhas em seus atuadores a partir da reestruturação da malha de controle nominal. Deste modo, algoritmos baseados no rastreamento do comportamento dinâmico da planta em estado nominal foram propostos e imple-

mentados. Considerou-se especificamente o uso das técnicas baseadas em atuadores virtuais para o tratamento de falhas causadas pela perda completa ou parcial nas variáveis de entrada do processo. A formação da base empírica para a avaliação das técnicas foi realizada a partir da concepção e montagem de um protótipo experimental construído especificamente para análise e validação dos algoritmos propostos em um ambiente próximo ao cenário industrial.

Um resumo dos objetivos específicos do trabalho é apresentado a seguir:

- Estudar o controle tolerante a falhas ativo com ênfase em processos químicos;
- Utilizar técnicas de controle reconfigurável na reestruturação da malha de controle sujeita a falhas;
- Estender o método baseado nos atuadores virtuais para consideração do horizonte móvel de acordo com uma estratégia de controle ótimo e preditivo;
- Apresentar o projeto e a montagem de um protótipo experimental para controle de pH possibilitando uma avaliação sistemática das técnicas propostas em um contexto industrial;
- Desenvolver uma ferramenta computacional que permita a introdução de falhas na estrutura de controle do experimento e possibilite a implementação em linha (*online*) das estratégias de controle reconfigurável;
- Discutir com base nos experimentos, os efeitos das falhas no sistema em malha fechada e como estes podem ser minimizados quando tratados pela estrutura de controle reconfigurável.

Capítulo 2

Revisão bibliográfica

2.1 Falhas em sistemas industriais

No contexto industrial, uma falha significa uma alteração em uma ou mais características ou parâmetros de um sistema em relação ao seu comportamento ideal. A falha grave, no entanto, é causada por uma interrupção permanente do sistema que se torna incapaz de satisfazer os objetivos práticos ou exercer a função para o qual foi projetado (MAHMOUD; XIA, 2013).

Geralmente, pequenas falhas são toleradas em um sistema automatizado, pois o sistema continua funcional, uma vez que seu desempenho não é completamente comprometido. Esta tolerância também é comum em falhas incipientes, ou seja, falhas que afetam o sistema gradativamente. Em ambos os casos, pequenas falhas ou falhas incipientes, o sistema continua funcional ao custo de uma maior demanda referente ao restante dos equipamentos do sistema que não foram comprometidos. Portanto, cada componente que tenha propriedade de intervir ou compensar a falha no sistema danificado terá sua demanda elevada, pois este não consegue cumprir o seu propósito por completo.

Uma falha grave como a perda total de um sensor ou atuador, acarreta um comprometimento muito maior do sistema. Quando um equipamento falha por completo cria-se uma necessidade

de substituir a sua funcionalidade, também por completo. Deste modo, fica claro que mesmo os equipamentos remanescentes podem ser incapazes de cobrir a função do equipamento com mal funcionamento. Nesse caso, a existência de uma redundância física (equipamento com mesma funcionalidade) pode ser necessária para que a planta continue operacional diante do evento de falha.

Existe, assim, a necessidade de um sistema que identifique estes eventos de falha e faça a redistribuição das funcionalidades permitindo a operabilidade da planta quando um mau funcionamento dos seus componentes vir a acontecer. Este sistema de tolerância a falhas deve ter o propósito de recuperar a falha tão cedo esta seja detectada e antes que a segurança do processo seja comprometida, como apresentado no gráfico da Figura 2.1, para a região de comportamento ideal relacionada, por exemplo, às variáveis de estado x_1 e x_2 .

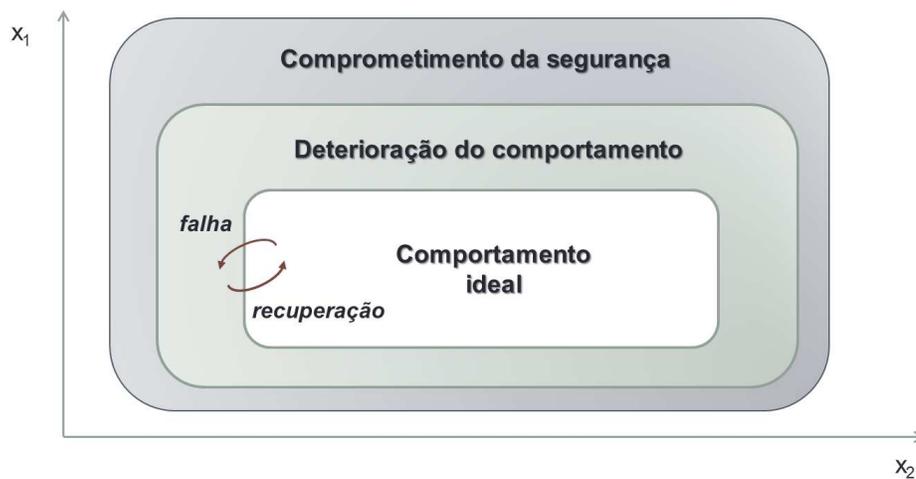


Figura 2.1: Segurança de processos e tolerância a falhas (adaptado de BLANKE et al., 2006).

O sistema tolerante a falhas observa o comportamento nominal do sistema e encaminha medidas de contenção quando percebe a deterioração desse comportamento ideal. No entanto, limita-se a reestruturar e compensar a perda de desempenho do sistema perante a falha e não lida com cenários para os quais a segurança do processo já esteja comprometida. Quando a falha grave atinge o processo com tal magnitude que este não consiga se recuperar, não existe outro procedimento a

ser tomado, senão o uso dos sistemas de segurança e intertravamentos para a parada segura da planta.

Deste modo, são contempladas duas vertentes relativas à consideração do desempenho e a segurança de processos. A primeira, refere-se à contenção de falhas que atingem o desempenho da planta mas que podem ter seus efeitos contornados por estratégias de compensação. A segunda, lida com a falha em estágio avançado em que medidas drásticas de contenção e mitigação são necessárias para evitar danos e prejuízos. Portanto, é importante destacar que esse trabalho limita-se ao estudo dos componentes associados à primeira vertente, ou seja, ao desenvolvimento de ferramentas que garantam a disponibilidade do sistema ou processo perante falhas enquanto houver a capacidade de recuperação plena ou parcial do seu comportamento nominal. O objetivo é mitigar o evento anormal gerado pela falha antes que esse leve a uma falha grave que comprometa a segurança do processo.

2.2 Controle tolerante a falhas

O cenário industrial encontra-se em um estágio avançado de desenvolvimento com uma perceptível progressão tecnológica relacionada à automatização dos processos, visto que é possível identificar um salto expressivo no uso de ferramentas de automação nas últimas décadas. Esse desenvolvimento deve-se em grande parte à concorrência entre as indústrias, pois a viabilidade de um processo está ligada à garantia de sua competitividade e, portanto, à busca de sistemas que possam proporcionar alto desempenho e lucratividade. Nesse contexto, a automação tem papel fundamental garantindo a conformidade e a adequação do produto final às suas especificações com maior rapidez e menor custo de produção, viabilizando a melhoria de índices técnicos de desempenho operacional e minimizando o uso de recursos naturais.

Além disso, a diversificação da produção, especialmente na indústria química, que implica em alcançar produtos finais com diferentes especificações de acordo com a demanda do mercado, tam-

bém traz desafios que requerem aplicações automatizadas com alto desempenho. Tudo isso leva ao uso de controladores e sistemas em malha fechada que, junto aos demais sistemas industriais, também estão sujeitos a falhas. Nesse contexto, atribui-se ao sistema tolerante a falhas a capacidade de controlar e lidar com sistemas em malhas fechada, levando a uma classe de estratégias de controle com tolerância a falhas.

O controle tolerante a falhas complementa a estrutura de controle nominal de uma planta industrial com dispositivos capazes de lidar com eventos anormais, evitando falhas abruptas na operação processo. O propósito de uma malha de controle tolerante a falhas, conforme mencionado no contexto mais amplo, consiste em responder à ocorrência destas, de forma que o processo em malha fechada, mesmo em presença da falha, ainda tenha a habilidade de atender seus objetivos (BLANKE et al., 2006).

Perante a grande quantidade de técnicas desenvolvidas com esse propósito, as estratégias de controle tolerante podem ser organizadas em duas grandes áreas (Figura 2.2): o controle tolerante passivo e o controle tolerante ativo.

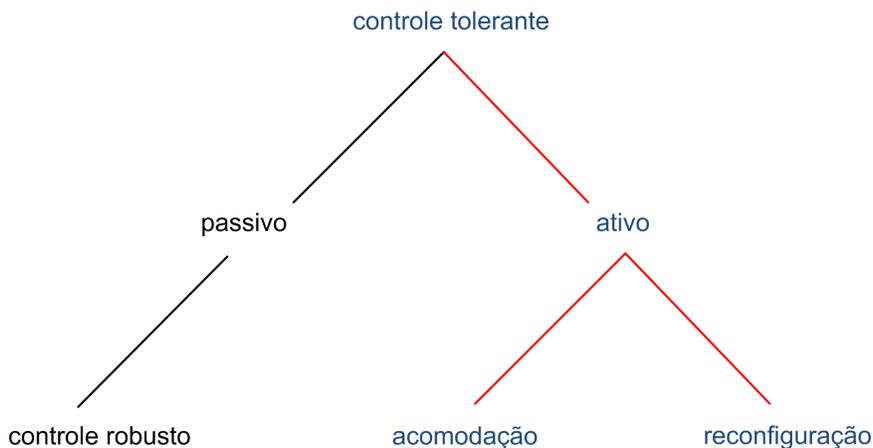


Figura 2.2: Árvore de estratégias relacionadas ao controle tolerante a falhas.

Por um lado, o controle tolerante ativo compreende as estratégias que agem em linha (*online*) para a tomada de medidas necessárias na contenção da falha. Nesse conjunto de técnicas, a controlabilidade e a observabilidade da planta em relação aos componentes não afetados pela

falha e as redundâncias físicas disponíveis no processo são avaliadas e empregadas para acomodar ou eliminar a falha na estrutura de controle. Por outro lado, no controle tolerante passivo, as medidas de contenção são dispensáveis já que os cenários de falha são considerados na concepção das estruturas de controle, levando ao projeto de sistemas robustos (SILVA, 2009) ou à prova de falhas (JIANG; YU, 2012).

A primeira classe, referente ao controle passivo e fundamentada no controle robusto, é mais abrangente e considera uma faixa de situações ou possíveis cenários no desenvolvimento da estrutura de controle e no desempenho do processo em malha fechada. A segunda classe, baseada no controle tolerante ativo, é mais específica e ao mesmo tempo está intimamente ligada ao conceito de tolerância a falhas, pois lida diretamente com o evento anormal e, portanto, foi tratada com maior profundidade nesse trabalho. Uma comparação minuciosa com o debate sobre as similaridades e diferenças dentre essas duas estratégias é apresentada em Jiang e Yu (2012).

Dentre os sistemas baseados no controle tolerante ativo, pode-se mencionar outras duas subdivisões que incluem a acomodação da falha ou a reconfiguração da estratégia de controle. Segundo Blanke et al. (2006), a acomodação dos efeitos da falha é realizada a partir da mudança nos parâmetros do controlador de forma que este seja adaptado ao novo cenário na tentativa de manter o sistema operante diante da falha em seus componentes, desde que estas falhas não tenham comprometido a sua capacidade funcional. No entanto, se isto não for possível, a opção pela reconfiguração da estratégia de controle deve ser feita. Assim, quando existentes, as redundâncias do sistema são utilizadas e, portanto, novos componentes são de certa forma incorporados ao sistema nominal.

2.3 Estrutura do controle tolerante ativo

A constatação do desvio do processo monitorado em relação ao seu comportamento normal é realizada por um subsistema do controle tolerante ativo (Figura 2.3). O desvio do comportamento do sistema em relação à sua operação nominal pode indicar a ocorrência de potenciais falhas. Assim, em posse da informação da ocorrência da falha e o grau de degradação do sistema, é possível não somente gerar o sinal de alerta como também enviar dados informativos sobre sua localização e características. Com esses dados, pode-se então iniciar um conjunto de medidas adequadas para acomodação e contenção dos efeitos da falha, permitindo ao processo que continue a operar, até que seja possível a intervenção na planta para sua manutenção. Nesse sentido, os subsistemas de monitoramento do sistema e de tomada de decisão são discutidos a seguir.

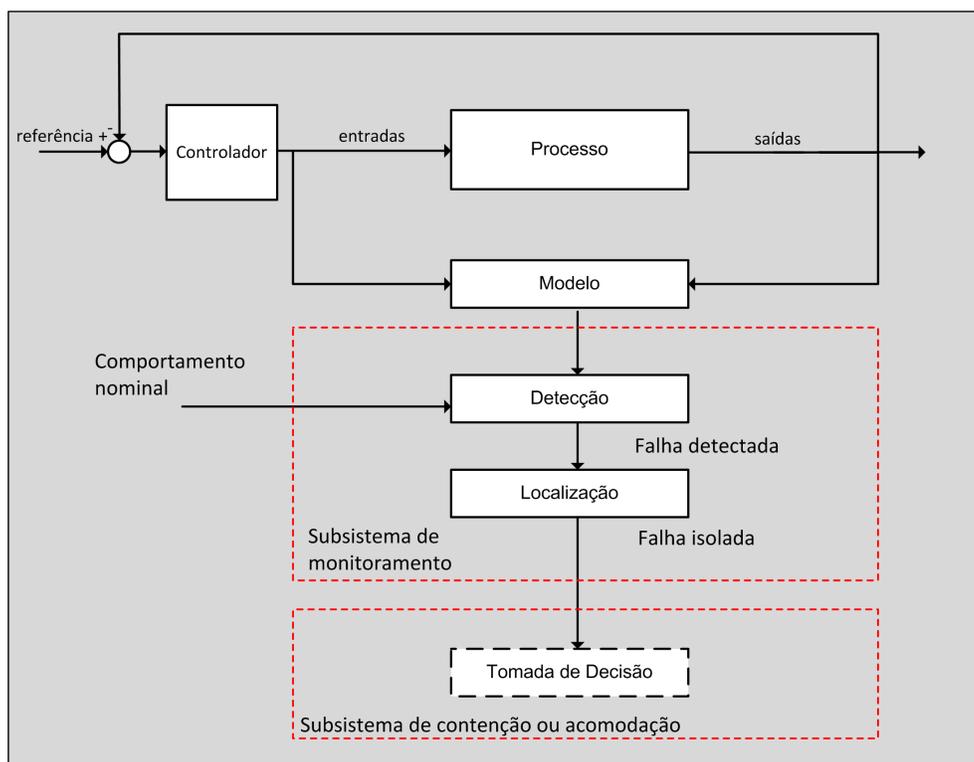


Figura 2.3: Componentes típicos em uma estratégia de controle tolerante a falhas (adaptado de MUENCHHOF, 2008).

2.3.1 Subsistema de monitoramento

O subsistema de monitoramento é responsável por unificar as ferramentas de detecção e isolamento de falhas. Este subsistema está relacionado com a tarefa de indicar o evento de falha e apontar qual elemento da malha ou do processo está causando a falha. Os componentes de detecção e isolamento são essenciais ao controle tolerante ativo, pois sem a informação proveniente desses componentes, o sistema de controle tolerante seria incapaz de tomar qualquer decisão para eliminar ou acomodar a falha.

A falha é considerada um sinal que perturba o sistema e, assim, sua detecção é baseada na avaliação das características deste sinal. Portanto, um comportamento não tolerado pode indicar a existência de uma falha. Posteriormente, uma etapa de isolamento pode ser determinada para localizar a fonte da falha a partir da avaliação de um conjunto de componentes candidatos (instrumentação e componentes do processo).

Metodologias de detecção e isolamento de falhas

Tradicionalmente, o método utilizado para o monitoramento do processo baseia-se em alarmes definidos de acordo com os limites aceitáveis para a variável monitorada. Um tanque de abastecimento, por exemplo, pode conter os seguintes alarmes: **LAL**, alarme de nível baixo; **LALL** alarme de nível muito baixo; **LAH**, alarme de nível alto; **LAHH**, alarme de nível muito alto. Esses alarmes podem ser mecânicos (chave de nível) ou implementados nos controladores lógicos. No entanto, são ineficientes para o monitoramento de falhas incipientes e sensíveis a erros grosseiros (*outliers*). Além disso, não consideram as interações entre as diversas variáveis do processo dificultando o rastreamento da causa da falha (CHIANG et al., 2001).

Já os métodos para detecção e isolamento de falhas fundamentam-se em grande parte no pareamento das variáveis medidas ou estimadas em tempo real com um sinal de referência do processo em estado nominal, observando a conformidade ou não conformidade destes sinais. É importante notar que as falhas em estágios iniciais (falhas incipientes) possuem um sinal semelhante às pertur-

bações comuns que, portanto, pode ser imperceptível a ponto de misturar-se ao ruído proveniente da instrumentação. Deste modo, um desafio em potencial encontra-se em separar os três tipos de sinais: sinais de falhas, sinais de perturbação do processo, que devem ser rejeitados pelas malhas de controle nominal da planta e sinais de ruído da instrumentação, que devem ser ignorados.

A dualidade deste problema encontra-se na sintonia da ferramenta responsável por detectar e isolar a falha. Por um lado, um procedimento de detecção de falhas muito sensível pode gerar falsos acionamentos da estratégia de controle tolerante. Assim como acontece com as malhas de alarmes, esses falsos acionamentos podem minar a credibilidade da ferramenta. Um sistema de detecção pouco sensível, por outro lado, pode permitir que as falhas afetem o sistema sem que sejam percebidas. Nesse caso, o sinal apenas será perceptível quando já tiver afetado parte dos componentes do sistema monitorado. Portanto, existe a necessidade do desacoplamento da perturbação proveniente da falha e aquela inerente ao processo, estabelecendo-se um compromisso entre a sensibilidade do módulo FDI (*Fault Detection and Isolation*) e a consideração das incertezas do processo.

Os métodos modernos de monitoramento consideram essas interações e são tradicionalmente divididos em métodos baseados em modelos qualitativos (VENKATASUBRAMANIAN et al., 2003c), baseados em modelos quantitativos (VENKATASUBRAMANIAN et al., 2003a) e métodos baseados em dados históricos (VENKATASUBRAMANIAN et al., 2003b).

Métodos baseados em modelos qualitativos são fundamentados em bases de conhecimento e utilizam a análise causal, os sistemas especialistas e o reconhecimento de padrões para identificar eventos de falha (CHIANG et al., 2001). Pode-se, por exemplo, utilizar o conhecimento especialista na concepção de modelos *fuzzy* (nebulosos) de relações de causa e efeito ou empregar, por exemplo, redes neurais para a determinação de padrões de assinatura de falhas.

Métodos baseados em modelos quantitativos utilizam a estimação de parâmetros, o

projeto de observadores de estado e as relações de paridade para criar um sinal redundante da planta em condições normais de operação. Emprega-se a análise de consistência entre os dados disponíveis da planta perante uma referência baseada no uso da informação redundante. No caso de inconsistência, um alarme é acionado gerando um alerta para o mecanismo de contenção.

Métodos baseados no histórico da planta fazem uso da informação disponível na planta na forma de dados (QIN, 2012). As plantas industriais possuem muitos pontos de medidas para o processo com um grande número de sensores. Tal informação, disponível em bancos de dados, *softwares* historiadores e *softwares* SCADA (*supervisory control and data acquisition*), podem fornecer informação sobre padrões de comportamento da planta em condições normais e em situações de falha. O desafio é reduzir a dimensão do conjunto de dados a fim de disponibilizar um sinal robusto e eficiente para o monitoramento da falha.

Diversos desafios estão presentes na etapa de monitoramento e rastreamento da falha descrita nos métodos supra citados. Por exemplo, a análise qualitativa necessita de uma base de conhecimento consistente para que as relações de causa e efeito das falhas sejam coerentes. Nos métodos baseados no histórico de dados da planta, deve-se assegurar, além de uma quantidade mínima de dados para o bom funcionamento da ferramenta, que os dados provenientes dos sensores operacionais tenham boa qualidade. Para os métodos quantitativos existe a necessidade de modelos detalhados da planta, que auxiliem a etapa de rastreamento e proporcionem o entendimento físico do processo. Com um modelo bem desenvolvido, é possível analisar a consistência dos dados e indicar os possíveis pontos de falha.

Este trabalho priorizou a discussão de técnicas de controle tolerante baseadas no uso do modelo quantitativo do processo. Portanto, as principais características observadas nas metodologias aplicadas nesse contexto são brevemente discutidas a seguir.

Detecção de falhas baseada em modelos quantitativos

Metodologias de detecção de falhas a partir de modelos quantitativos consistem em explorar a informação gerada pelo modelo dinâmico da planta em condição nominal em relação aos dados provenientes do processo. A coerência dos dados oriundos do sistema de aquisição da planta é verificada perante a referência obtida pelo uso da informação do processo em condições ideais. Esse procedimento, baseado no resíduo gerado pela diferença entre o modelo nominal e o processo, divide-se em dois subproblemas que consistem na geração do resíduo propriamente dito e na avaliação desse resíduo para verificação da falha (FRANK, 1990).

Uma inconsistência nesse pareamento “planta *versus* modelo”, pode indicar a falha no sistema. Deste modo, a definição geral do problema de detecção de falhas baseada em modelos quantitativos consiste em determinar como o modelo do processo será utilizado para gerar essa informação e a maneira com a qual ela será tratada. Nesse sentido, pode-se destacar três categorias: (i) o monitoramento de parâmetros; (ii) as relações de paridade; (iii) o uso de observadores de estado.

Monitoramento de parâmetros

Um método clássico de pareamento entre a informação proveniente do modelo e dados medidos do processo consiste em monitorar a condição do sistema a partir dos parâmetros do modelo dinâmico, seja ele baseado em princípios básicos ou identificado em condições normais de operação (ISERMANN, 1993; ISERMANN, 2004), de acordo com a Figura 2.4.

De posse do modelo da planta pode-se utilizar um estimador de mínimos quadrados recursivo ou estimador baseado no Filtro de Kalman para estimar o parâmetros do sistema $\hat{\theta}$ sujeito a falhas em seus atuadores f_a , inerentes ao processo f_p e em seus sensores f_m . Este parâmetro, quando comparado com o valor real da constante θ deve gerar um resíduo com média zero e variância de amplitude da ordem de grandeza do ruído de instrumentação do sistema, ou seja, em situação nominal não deve possuir variações a não ser as flutuações de média zero. Portanto, basta monitorar a média ou consistência do desvio entre o valor real e o valor estimado do sistema para que a falha

seja ou não detectada.

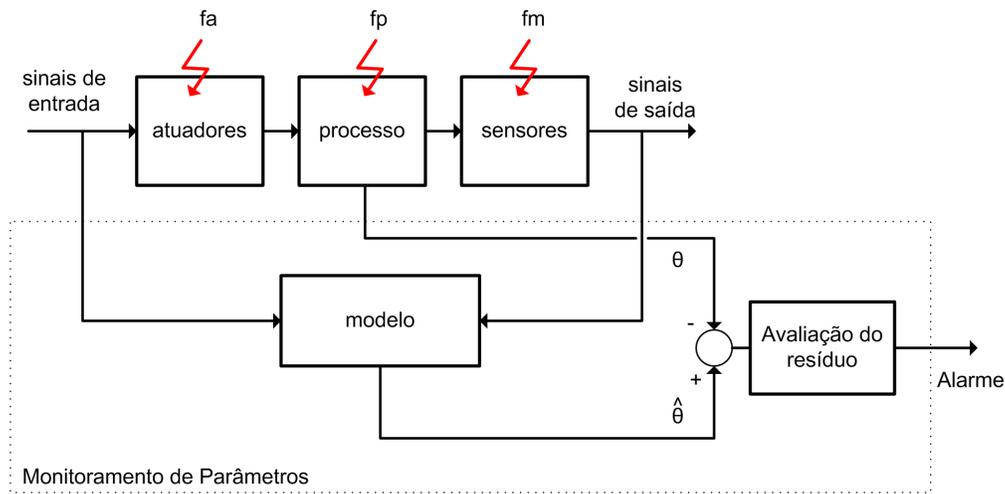


Figura 2.4: Sistema sujeito a falhas monitorado a partir de desvios em seus parâmetros.

Por exemplo, sabe-se que a área de um recipiente em condições normais é invariante no tempo. Portanto, se o parâmetro monitorado for a área da base de um reator e for verificado que esse tem variação com o tempo pode-se concluir que: (a) existe uma falha, (b) há uma perturbação, (c) há um problema com o estimador do sistema. Excluindo a perturbação e o problema com o estimador e sob a hipótese que o valor da área da base deveria ser fixo durante todo o tempo, pode-se concluir que existe uma falha afetando o sistema. Além disso, para que seja viável determinar não somente a falha mas sua localização é necessário que os parâmetros identificados a partir do modelo sejam relacionados com a estrutura física da planta (ISERMANN, 2004). Assim, com a informação de como as falhas estão afetando o comportamento da planta, é possível localizar os prováveis componentes em falha no processo.

Relações de paridade

O método baseado em relações de paridade consiste em um procedimento similar ao método baseado no monitoramento de parâmetros. No entanto, a detecção de falhas é obtida por meio da comparação entre as saídas medidas da planta (y) e as saídas estimadas pelo modelo do processo

(\hat{y}). Assim, ao contrário do método paramétrico no qual se monitora o comportamento da planta a partir de suas constantes, a análise é estabelecida na avaliação do resíduo gerado pelo desvio entre os sinais de saída da planta e as saídas do modelo identificado (Figura 2.5).

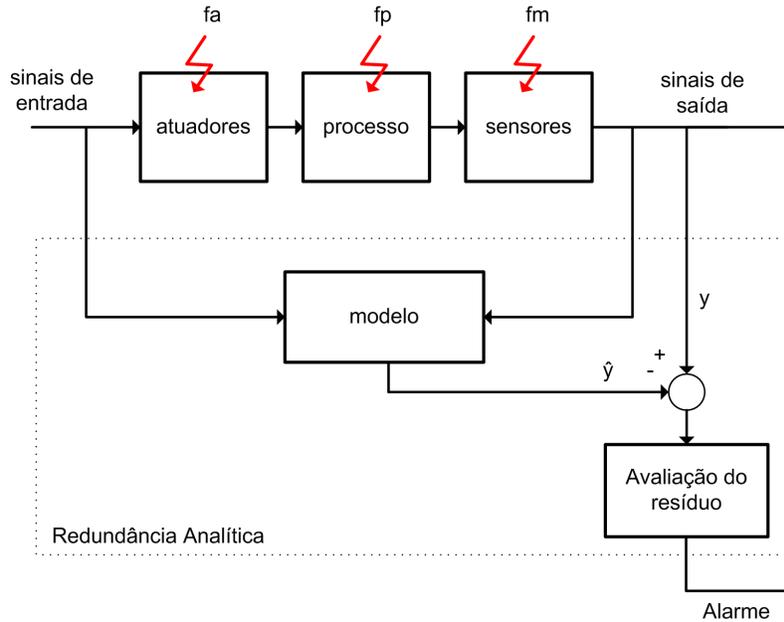


Figura 2.5: Sistema sujeito a falhas monitorado por relações de paridade.

Como no caso anterior, o sistema que monitora o processo verifica os desvios da variável medida em relação à sua estimativa realizada em tempo real. Assim, o resíduo gerado para supervisão em condição normal é geralmente nulo ou encontra-se em torno de zero (ruído branco gaussiano). A avaliação do resíduo para confirmação de uma falha pode ser indicado por testes de intervalo e estatística multivariável (CHIANG et al., 2001). Segundo Simani (1999), a maioria das contribuições neste método encontra-se no problema de geração de resíduo, já que o procedimento de decisão é relativamente fácil, desde que os resíduos sejam bem projetados.

Observadores de estado

A utilização de observadores (CHETOUANI, 2004; VILLEZ et al., 2011), segue o mesmo princípio das relações de paridade, no entanto, a estrutura do observador pode ser utilizada para facilitar

tanto a detecção quanto o isolamento da falha. Outra diferença consiste na realimentação do erro de estimação (Figura 2.6) pois considera observadores em malha fechada, como os observadores de Luenberger e o filtro de Kalman. Sua utilização mais simples consiste em monitorar o sistema a partir de observações da variável de saída avaliando o erro gerado pela estimativa (inovação) em relação às características do resíduo gerado – sua média e sua covariância (*single observer scheme*) (PATTON; CHEN, 1997; FRANK, 1990). No entanto, para isolar a falha pode ser necessário um grupo de observadores dedicados (*dedicated observer scheme*).

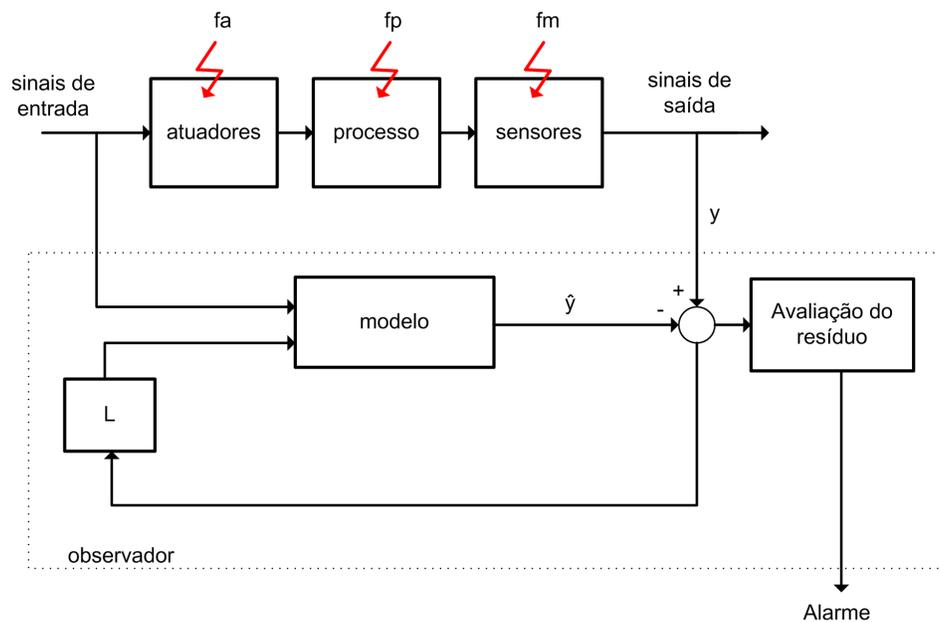


Figura 2.6: Sistema sujeito a falhas monitorado a partir de observadores de estado.

2.3.2 Subsistema de reconfiguração e acomodação de falhas

No controle tolerante ativo, existe a tomada de decisão entre manter a estrutura do sistema caso sua operabilidade seja conservada ou proceder com sua reestruturação a partir da reconfiguração da malha de controle. A reestruturação do sistema é efetuada quando existe alteração estrutural da planta, seja por perda de sensores e atuadores ou por falha nos componentes intrínsecos da planta. A falha na estrutura do sistema traduz-se na quebra do laço de controle, em que se faz

necessário utilizar um conjunto de sinais diferentes de entradas e saídas, para que os objetivos de controle sejam alcançados (BLANKE et al., 2006).

Portanto, é importante que algumas características referentes às estruturas implementadas no subsistema de contenção e acomodação de falhas sejam garantidas. De acordo com Mahmoud e Xia (2013) essas estruturas devem conter as seguintes propriedades:

- a tomada de decisão e suas ações devem ser efetivadas em linha (*online*);
- o subsistema deve providenciar uma resposta ao cenário de falha mesmo que esta não seja ótima em relação ao seu desempenho nominal;
- as ações devem ser realizadas de forma automática, sem a intervenção de um operador.

As ações efetuadas para a contenção ou acomodação da falha no sistema em malha fechada são ilustradas na Figura 2.7.

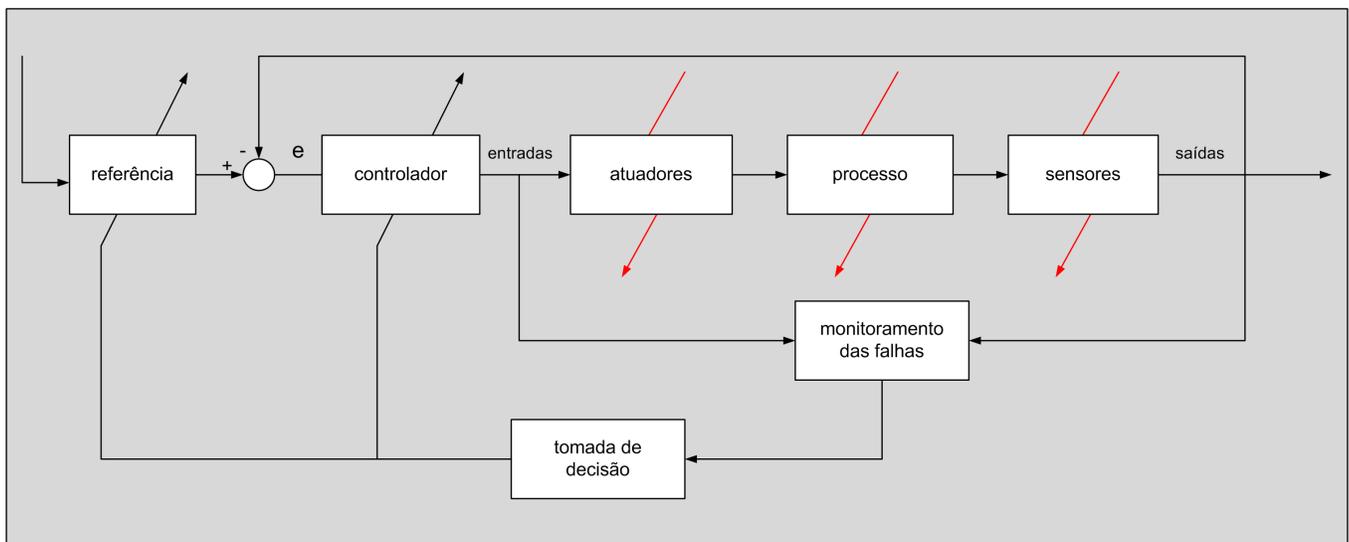


Figura 2.7: Ações de contenção e acomodação de falhas no sistema em malha fechada.

Com base na informação proveniente do subsistema que monitora a falha, o mecanismo de tomada de decisão pode alterar o controlador da planta a partir de seus parâmetros ou de sua estrutura,

ou ainda, modificar a referência alimentada ao controlador para um novo sinal que ainda possa ser rastreado pelo controlador em um processo com falhas em seus componentes, alterando, assim, as metas de desempenho e os objetivos da malha de controle.

O procedimento para modificação dos parâmetros ou a estrutura de um controlador são diversos e vão desde o uso de banco de controladores para seleção da melhor estratégia para lidar com os efeitos da falha ao uso de técnicas para a reconfiguração do controlador nominal da planta a partir da alteração de seus parâmetros e da modificação estrutural de suas entradas e saídas para que seja possível compensar o efeito da falha.

Uso de equipamentos redundantes para acomodar as falhas

O termo redundância ou redundância analítica é utilizado na área de detecção e isolamento de falhas para determinar o uso de uma fonte de sinal alternativa para o procedimento de monitoramento da falha (FRANK, 1990; STAROSWIECKI; COMTET-VARGA, 2001). No entanto, no campo industrial e na área de controle tolerante o termo redundância é utilizado em um sentido mais amplo para definir os componentes disponíveis na planta para o procedimento de contenção e acomodação da falha. Segundo Lunze e Richter (2008), o uso de equipamentos redundantes é um pré-requisito para o desenvolvimento de uma estrutura de controle tolerante a falhas.

A característica fundamental do controle tolerante ativo para contenção e a acomodação da falha implica no emprego de redundâncias para suprir os componentes do sistema com mau funcionamento. Um componente físico com a mesma funcionalidade de um equipamento sujeito a falha é concebido como uma redundância direta ou paralela (PATTON, 1997). Na indústria, esse tipo de redundância geralmente é instalado em paralelo com um sistema de chaveamento para o caso de uma falha afetar o componente principal. Esse procedimento é o mais usual em processos industriais, pois é simples e confiável, no entanto, acarreta gastos com equipamento e manutenção que podem ser reduzidos se utilizados em conjunto com outros tipos de redundância, como a redundância analítica ou funcional.

A redundância analítica ou funcional é formada por diferentes componentes no processo que são capazes de suprir as características do equipamento com falha no sistema. Este tipo de redundância, no entanto, não deve ser confundido com a redundância de sistemas críticos, em que equipamentos de fornecedores diferentes devem ser utilizados para assegurar que não haja efeitos de falha comum afetando a segurança do processo. De fato, a redundância funcional é formada pelo subsistema de equipamentos ativos da planta ou processo que podem suprir a função do equipamento danificado enquanto o procedimento de manutenção é realizado. Embora em alguns casos possa ser mais complicada em termos de projeto, a redundância funcional possui um custo efetivo menor que a redundância física (LUNZE; RICHTER, 2008).

Uma característica interessante no uso de redundâncias funcionais é seu emprego com o objetivo de reduzir o peso em aeronaves (KALE; CHIPPERFIELD, 2005). Nota-se que o maior peso implica em gasto adicional com combustível para manter a aeronave no ar, o que pode ser um problema para sua autonomia de vôo. Desta forma, o uso da redundância funcional em conjunto com a redundância física para os sistemas mais críticos pode ser uma opção para se desenvolver aeronaves mais leves e eficientes. Embora esse não seja um problema para processos químicos, pode-se notar sua importância na redução do número de equipamentos de um processo (economiza-se em *footprint*), tornando-os inclusive mais simples de serem operados e diagnosticados em presença de falhas.

Reconfiguração e acomodação de falhas

A reconfiguração e acomodação de falhas no processo tem a finalidade de manter o sistema funcional na presença da falha. Portanto, o elemento final de controle necessita de equipamentos reservas (redundâncias físicas) ou o uso de atuadores secundários, que tenham a propriedade de interferir na variável controlada (redundância funcional). De maneira análoga, sensores defeituosos devem ser substituídos por leituras provenientes de equipamento redundante ou uma estimativa do seu sinal, reconstruindo o sinal do elemento controlado a partir de outras medidas. Em ambos

os casos deseja-se assegurar o desempenho, mantendo a controlabilidade e a observabilidade da planta.

Em muitos casos, as duas classes, reconfiguração e acomodação de falhas, possuem sua nomenclatura utilizada de forma intercambiável, seja por proximidade de suas ações ou pela propriedade de integrar as duas ações (acomodação e reconfiguração), pois tanto a acomodação de uma falha ou a reconfiguração de um estratégia de controle exigem componentes similares para a tomada de suas ações, portanto, possuem estruturas semelhantes.

Em certos casos, os atos de reestruturar ou reconfigurar podem ser observados como ações enquanto a acomodação da falha pode ser a finalidade, ou seja, uma técnica de controle tolerante ativo deve necessariamente conter os dois elementos, como pode ser interpretado em Stengel (1991) e Patton (1997). No entanto, Blanke et al. (2006) definem reconfigurar e reestruturar como um tipo de técnica e a acomodação da falha como outro tipo de técnica, ambas com diferenças em suas metodologias destinadas a diferenciar a modificação do controle nominal a partir de seus parâmetros ou a partir de sua estrutura. Richter (2011) define ambos os termos de acordo com a visão de Blanke et al. (2006) da seguinte forma:

- na acomodação da falha, o conjunto variáveis de entrada e saída da planta permanece inalterado e o ajuste perante a falha se limita à dinâmica do controlador;
- na reconfiguração, tanto a dinâmica e estrutura do controlador quanto o seu sinal de referência são passíveis de serem modificados.

De acordo com Lunze e Richter (2008) o procedimento de reconfiguração levando em conta as definições acima é uma composição baseada nas seguintes metodologias: (i) reconfiguração a partir de redundâncias físicas; (ii) reconfiguração por projeção de cenários; (iii) reconfiguração com aprendizagem e (iv) reconfiguração com modificação da estrutura de controle.

A reconfiguração a partir de redundâncias físicas é encaminhada de acordo com a discussão já apresentada sobre o uso de equipamentos redundantes para acomodar as falhas. Esta é a forma

mais simples de reconfiguração da estratégia de controle e utiliza componentes idênticos e lógicas simples que coordenam o chaveamento das estruturas em paralelo quando uma falha é verificada no processo.

No método de reconfiguração por projeção de cenários emprega-se o conceito de banco de controladores para seleção da melhor estratégia aplicada ao cenário de falha. O termo projeção, de acordo com Lunze e Richter (2008), fundamenta-se no mapeamento da estrutura final a partir dos diversos cenários de falhas considerados no projeto dos controladores. É a técnica mais comumente aplicada na indústria de processos químicos e está fortemente interligada com o conceito de segurança de processos, pois considera principalmente os equipamentos críticos da planta.

Lunze e Richter (2008) relacionam técnicas tais como controle reconfigurável por aprendizagem, baseadas em sistemas especialistas e inteligência artificial, como as redes neurais. O cenário é muito abrangente devido à quantidade de técnicas consideradas em sistemas especialistas e em sistemas baseados em inteligência artificial.

O último método, relacionado ao controle reconfigurável com reestruturação automática do controlador, é caracterizado pelas técnicas que fazem a intervenção na estrutura de controle da planta quando uma falha é detectada. De fato, esse é método mais comum tanto entre as técnicas de controle reconfigurável quanto entre as técnicas de controle tolerante a falhas, pois abrange os métodos que se fundamentam no controle ótimo e preditivo baseado em modelos e nas técnicas baseadas em *model-matching*. Pode-se também incluir as técnicas que se baseiam na alocação do controle (*Control Allocation*) para sistemas com redundâncias em suas entradas (HÄRKEGÅRD; GLAD, 2005; JOHANSEN; FOSSEN, 2013; ZACCARIAN, 2009). Uma breve descrição sobre as metodologias relacionadas ao controle preditivo tolerante a falhas e a fundamentação teórica sobre os métodos baseados em *model-matching* são apresentados a seguir.

2.4 Controle Preditivo tolerante a falhas

Uma breve descrição sobre o controle preditivo tolerante a falhas é realizada devido a sua importância em relação aos processos químicos e à indústria química em geral. No controle preditivo, o modelo da planta é utilizado para gerar uma trajetória futura que é comparada à trajetória de referência do processo. Com base em um procedimento de otimização, o desvio entre o comportamento futuro da planta e a trajetória de referência é minimizado de acordo com uma função objetivo e um vetor de ações de controle futuras (RAWLINGS; MAYNE, 2009).

O algoritmo do controlador preditivo utiliza uma estratégia de horizonte móvel e, portanto, somente os primeiros elementos do vetor de trajetórias calculado para as entradas do sistema são implementados na planta a cada instante de tempo. Dessa forma, pode-se, por exemplo, utilizar a informação proveniente no instante atual para o cálculo das trajetórias futuras, servindo para corrigir diferenças entre o modelo interno do controlador e a planta.

O fato da trajetória de controle ser recalculada a cada instante de tempo permite que o evento de falha seja informado ao controlador, o que pode traduzir-se na alteração dos parâmetros de sintonia (SOURANDER et al., 2009) ou do modelo interno para a descrição da falha (REIS, 2008). Além disso, por se tratar de um problema de otimização, restrições são naturalmente empregadas na função objetivo do controlador. Essa característica também é utilizada para a incorporação de tolerância a falhas, pois uma falha mesmo que pequena, irá aumentar a demanda dos atuadores disponíveis do processo. Este cenário, muitas vezes leva à saturação destes atuadores, caso não exista lastro suficiente para atuação (KALE; CHIPPERFIELD, 2005). Portanto, a consideração destes efeitos no sistema deve ser contemplada na estrutura de controle tolerante para que as falhas sejam devidamente acomodadas.

2.5 Técnicas baseadas no rastreamento do comportamento nominal

Dentre as diversas estratégias tratadas na literatura sobre métodos de controle tolerante a falhas, as estratégias baseadas no rastreamento do comportamento nominal (*model following*) são inspiradas em técnicas de controle moderno e adaptativo. O método consiste no uso de controladores capazes de seguir a saída de um modelo de referência que possui as características desejadas para o sistema em malha fechada (GAO; ANTSAKLIS, 1992).

Em relação ao controle tolerante, as estratégias fundamentadas no rastreamento do comportamento nominal recebem atenção por serem de certa forma mais intuitivas e consideravelmente menos agressivas e intrusivas que as demais técnicas, pois respeitam e consideram a dinâmica da planta em estado nominal. Nesse caso, as características do processo são mantidas pela estratégia de controle tolerante, no qual o modelo da planta livre de falhas serve como referência explícita a ser seguida na reconfiguração da estratégia de controle para a acomodação da falha.

Os modelos lineares que descrevem a referência a ser seguida, ou seja, a planta em estado nominal com matrizes representadas pelo subscrito m e a planta na presença de falha com matrizes representadas pelo subscrito p são apresentados nas Equações 2.1 e 2.2 para as matrizes de estado A_m e $A_p \in \mathbf{R}^{n_x \times n_x}$, de entradas B_m e $B_p \in \mathbf{R}^{n_x \times n_u}$ e de saídas C_m e $C_p \in \mathbf{R}^{n_y \times n_x}$

$$\text{modelo nominal} \quad \begin{cases} \dot{x}_m(t) = A_m x_m(t) + B_m u_m(t) \\ y_m(t) = C_m x_m(t) \end{cases} \quad (2.1)$$

$$\text{modelo do processo} \quad \begin{cases} \dot{x}_p(t) = A_p x_p(t) + B_p u_p(t) \\ y_p(t) = C_p x_p(t) \end{cases} \quad (2.2)$$

Em uma perspectiva geral, deseja-se que a diferença entre os estado $x_p \in \mathbf{R}^{n_x}$, ocasionado por falhas no processo, e a referência $x_m \in \mathbf{R}^{n_x}$, relativa a seu comportamento nominal, seja minimizada ou anulada quando possível. A falha no sistema é compensada pela estratégia usando

redundâncias físicas e funcionais.

Nesta seção, serão discutidas duas das principais estratégias baseadas no rastreamento do comportamento nominal presentes na literatura a partir do uso de sensores e atuadores virtuais assim como sua relação com o método baseado na pseudo-inversa.

2.5.1 Sensores e atuadores virtuais

Os métodos de reconfiguração e acomodação de falhas baseados nos atuadores e sensores virtuais (STEFFEN, 2005) são uma extensão do rastreamento do comportamento nominal x_m com a finalidade de atenuar o efeito da falha na planta em malha fechada, x_p . Nesse método, apresentado na Figura 2.8, os sinais de controle provenientes de um controlador nominal $u_m \in \mathbf{R}^{n_u}$, são modificados para um sinal $u_p \in \mathbf{R}^{n_u}$ capaz de estabilizar o desvio entre a planta sob evento de falha e sua condição nominal.

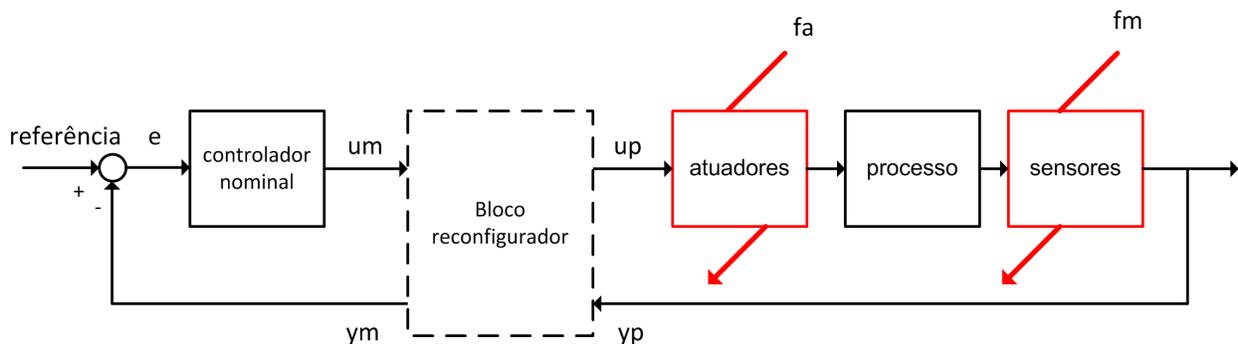


Figura 2.8: Reestruturação da malha de controle baseada em um bloco reconfigurador.

Deste modo, o sinal de controle é realocado para atuadores ainda operacionais, redundantes ou não, no caso de uma falha que afete o conjunto de atuadores selecionados para o cenário nominal da planta. Além disso, em caso de perdas ou defeitos nas medições do processo o método é utilizado para reconstruir o sinal proveniente do sensor ou conjunto de sensores em falha evitando que o sinal enviado ao controlador nominal seja interrompido ou que o controle nominal tome ações indevidas por um sinal corrompido por falhas. Portanto, a quebra da estrutura de controle por falta do sinal

de realimentação é evitada (BLANKE et al., 2006).

Em ambos os métodos, uma cópia do modelo nominal é utilizada em paralelo ao processo para simular o comportamento nominal ao controlador evitando que este se torne instável ou tenha seu desempenho afetado ao receber sinais de falha para o quais não foi projetado (STEFFEN, 2005). Portanto, os termos sensor virtual e atuador virtual são utilizados na elaboração da estratégia para a contenção ou atenuação de falhas em sensores e atuadores, respectivamente. A implementação dessa estratégia consiste no uso de um bloco posicionado entre o processo e seu controlador nominal para executar as tarefas de modificação nos sinais da planta caso seja identificada uma possível falha no processo.

O objetivo é evitar que estas falhas comprometam o desempenho do controlador ou causem instabilidade na planta, danificando os demais equipamentos, trazendo prejuízos ao processo e impedindo que os objetivos de controle sejam alcançados. Portanto, é imprescindível que, sob o evento de falha, os atuadores remanescentes ainda tenham a propriedade de manter sua estabilidade e que os pontos de medição restantes sejam suficientes para reconstruir o sinal alimentado ao controlador, permitindo recuperar o desempenho da planta, completa ou parcialmente, até que medidas de contenção da falha sejam tomadas.

Atuadores Virtuais

O método de controle tolerante baseado no uso de atuadores virtuais segue um delineamento similar àquele apresentado nas estratégias de rastreamento do comportamento nominal. Supõe-se que a dinâmica da planta pode ser bem representada em torno do ponto de operação pelos modelos lineares da planta em estado nominal (modelo a ser seguido) e da planta sujeita a falhas. No caso dos atuadores virtuais, considera-se que os estados e as saídas não são alterados pelas falhas ($A = A_p = A_m$ e $C = C_p = C_m$) e que estas, por sua vez, são relacionadas somente aos sinais de entrada da planta referente aos atuadores ($B_p \neq B_m$). O modelo que descreve as falhas é proveniente de alterações nas colunas da matriz B_m que são projetadas em B_p . Assim, uma falha

resultante do bloqueio de um atuador, por exemplo, é representada por colunas nulas em B_p .

O método baseado no atuador virtual utiliza a diferença entre os dois estados: nominal e com falha nos atuadores, representada pelo estado $x_\Delta = x_m - x_p$. A manipulação da diferença entre os modelos resulta em uma equação representativa para a dinâmica do desvio $x_\Delta \in \mathbf{R}^{n_x}$, como apresentado pela Equação 2.3:

$$\dot{x}_\Delta(t) = \dot{x}_m(t) - \dot{x}_p(t) = A[x_m(t) - x_p(t)] + B_m u_m(t) - B_p u_p(t) \quad (2.3)$$

O projeto do atuador virtual considera o desvio da planta em relação ao seu estado nominal, para o qual se define o problema de estabilização do vetor x_Δ a partir da matriz de realimentação arbitrária $M \in \mathbf{R}^{n_u \times n_x}$ e da variável de entrada u_p , composto pela soma do termo de realimentação e o sinal proveniente do controlador nominal (Equação 2.4), sendo $N \in \mathbf{R}^{n_u \times n_u}$ uma matriz de avanço (*feedforward*) geralmente selecionada como uma matriz identidade de dimensão n_u .

$$u_p(t) = Mx_\Delta(t) + Nu_m(t) \quad (2.4)$$

Substituindo a Equação 2.4 em 2.3 obtêm-se (STEFFEN, 2005; RICHTER, 2011),

$$\dot{x}_\Delta(t) = (A - B_p M)x_\Delta(t) + (B_m - B_p N)u_m(t) \quad (2.5)$$

O Corolário 2.5.1 adaptado de Blanke et al. (2006) resume o procedimento de reconfiguração da planta com falha em suas entradas a partir de atuadores virtuais.

Corolário 2.5.1. A estabilidade de um sistema reconfigurado em malha fechada pode ser assegurada pela escolha apropriada da matriz M relativa ao atuador virtual se e somente se o par (A, B_p) for estabilizável.

Uma característica fundamental do método baseado no atuador virtual é a utilização do sinal proveniente do desvio somado ao sinal da planta (Equação 2.6) como forma de esconder ou ocultar

a ocorrência da falha ao controlador nominal. A importância em se ocultar a falha do sistema de controle nominal da planta advém do fato deste não ter sido projetado para cenário de falha e, portanto, é muitas vezes incapaz de lidar com a dinâmica adicional proveniente da falha.

$$\begin{aligned}
 y_m(t) - y_p(t) &= Cx_m(t) - Cx_p(t) \\
 y_m(t) &= y_p(t) + C[x_m(t) - x_p(t)] \\
 y_m(t) &= y_p(t) + Cx_\Delta(t)
 \end{aligned} \tag{2.6}$$

Sensores Virtuais

As falhas nos elementos de monitoramento de um processo são provavelmente as mais comuns na indústria de processos químicos. No método baseado nos sensores virtuais, o sinal do elemento sensor em falha é reconstruído a partir do restante das medições provenientes do processo. Para tanto, Steffen (2005) propôs o uso de observadores de Luenberger como procedimento para mitigar falhas resultantes do mau funcionamento em sensores.

No caso de perda completa do sinal de um sensor, a coluna da matriz C_p referente ao sensor com a falha é substituída por um vetor nulo, ou seja, o sensor perde a sua função. A reconstrução do sinal x_p usando uma estimativa \hat{x}_p é feita a partir do sinal medido a partir dos sensores funcionais y_p utilizando uma correção pelo desvio $y_p - \hat{y}_p$. O sinal destinado ao controlador da planta y_m é reconstruído pela estimativa \hat{x}_p como descrito na Equação 2.7 (STEFFEN, 2005). Observa-se, ainda, que se a falha na saída do sistema for um fato isolado, o sinal de controle nominal é mantido, portanto, $u_p = u_m$.

$$\hat{\dot{x}}_p(t) = A\hat{x}_p(t) + B_m u_m(t) + L[y_p(t) - C_p \hat{x}_p(t)] \tag{2.7}$$

As condições para que a reconfiguração da estratégia de controle seja possível são duais ao método baseado no atuador virtual, portanto, é necessário que o par (A, C_p) seja observável (con-

dição mais forte) ou no mínimo detectável (condição mais branda) para que o desenvolvimento do observador seja possível. O ocultamento da falha, nesse caso, é direto pois o observador age justamente no sinal enviado ao sistema de controle nominal

2.5.2 Método baseado na pseudo-inversa

O método baseado na pseudo-inversa (PIM, na sigla em inglês) (GAO; ANTSAKLIS, 1991; GAO; ANTSAKLIS, 1992; STAROSWIECKI, 2005) foi uma classe de controle reconfigurável explorada na década de 90 para aplicações de controle tolerante reconfigurável em aeronaves. A técnica estudada em Gao e Antsaklis (1992) utiliza a estratégia de rastreamento do modelo nominal e possui muitos elementos em comum com a metodologia baseada em atuadores e sensores virtuais podendo ser considerada sua base teórica.

Em Gao e Antsaklis (1992), o método PIM é dividido em um método implícito e o método explícito para aplicação da estratégia. No método implícito emprega-se uma lei de controle na planta sujeita a falhas de modo que essa recupere seu comportamento nominal. A ideia consiste em reduzir o desvio entre a planta e o modelo de referência apresentado pelo estado $x_\Delta = x_m - x_p$. O método explícito segue o mesmo raciocínio, no entanto, uma matriz de ganho estabilizadora é utilizada de forma a assegurar a estabilidade do comportamento dinâmico de x_Δ . Portanto, a apresentação da abordagem explícita para o controle reconfigurável é considerada suficiente para o entendimento do método.

O diagrama do método de reconfiguração é representado na Figura 2.9. As matrizes de realimentação M , M_m e o termo N são determinados de forma a trazer o estado x_Δ para a origem, ou seja, impor $x_p = x_m$.

A abordagem, bastante semelhante ao método do atuador virtual, também consiste em se empregar uma lei de controle de forma que seja possível seguir um modelo de referência, nesse caso, o modelo nominal da planta. Para tanto, escreve-se o desvio da planta em relação ao seu estado nominal, diferença entre a Equações 2.1 e 2.2, gerando o comportamento dinâmico descrito

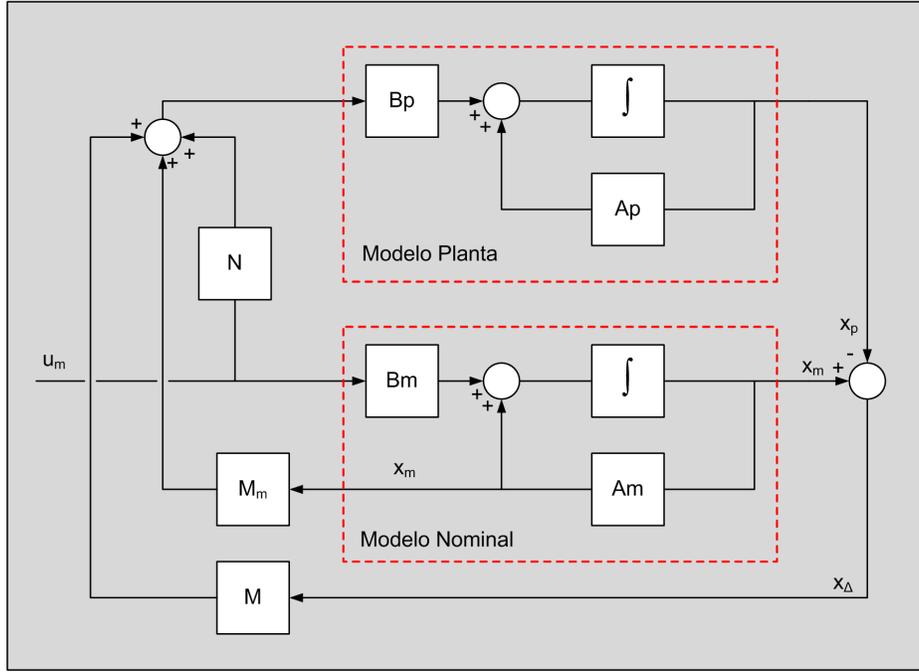


Figura 2.9: Estrutura do método PIM para rastreamento do comportamento nominal da planta (adaptado de GAO; ANTSAKLIS, 1992).

pelo estado x_Δ apresentado na Equação 2.8, que é manipulada para que o estado x_Δ apareça no lado direito da equação, sendo reescrita na forma final apresentada na Equação 2.11. Nota-se que até aqui, a única diferença em relação ao atuador virtual está na consideração da diferença entre as matrizes de estado, ou seja, $A_m \neq A_p$

$$\dot{x}_\Delta(t) = \dot{x}_m(t) - \dot{x}_p(t) = A_m x_m(t) + B_m u_m(t) - A_p x_p(t) - B_p u_p(t) \quad (2.8)$$

$$= A_m x_m + \underbrace{A_p x_m(t) - A_p x_m(t)} + B_m u_m(t) - A_p x_p(t) - B_p u_p(t) \quad (2.9)$$

$$= A_p [x_m(t) - x_p(t)] + (A_m - A_p) x_m(t) + B_m u_m(t) - B_p u_p(t) \quad (2.10)$$

$$= A_p x_\Delta(t) + (A_m - A_p) x_m(t) + B_m u_m(t) - B_p u_p(t) \quad (2.11)$$

O procedimento de reconfiguração consiste em selecionar u_p , de acordo com a Equação 2.12:

$$u_p(t) = M x_\Delta(t) + M_m x_m(t) + N u_m(t) \quad (2.12)$$

2.6 Discussões

Neste capítulo foram abordados temas relacionados ao controle tolerante a falhas em aplicações industriais ressaltando seus métodos e suas concepções. Dentre as técnicas de controle tolerante ativo disponíveis na literatura, foram discutidas aquelas que optam pela modificação estrutural da malha de controle. Esta reestruturação é realizada pelo controle reconfigurável, responsável por alterar a interface do controlador nominal com a planta a partir do conjunto de entradas e saídas do processo com a finalidade de compensar os efeitos da falha na malha controle. Em relação aos métodos que compõem o controle reconfigurável, fez-se a opção pelas técnicas baseadas no rastreamento do comportamento nominal da planta nas quais foram discutidos os atuadores e sensores virtuais e sua relação com o método da pseudo-inversa.

Uma característica interessante em relação às técnicas apresentadas no contexto do rastreamento, especificamente aquelas baseadas nos atuadores e sensores virtuais, é sua capacidade de lidar com o evento de falha sem que para isso seja necessário descartar o controlador nominal. Esse procedimento, denominado ocultamento da falha, serve para dissimular a dinâmica gerada pelo evento da falha que não faz parte do projeto do controlador nominal, evitando assim, a necessidade de sua comutação enquanto o procedimento de reconfiguração é encaminhado. No próximo capítulo, uma revisão mais detalhada sobre a literatura recente relacionada a esta técnica de controle reconfigurável é encaminhada e uma proposta de extensão, fundamentada em ferramentas de controle ótimo e preditivo, será conduzida.

Capítulo 3

Proposta de um atuador virtual com horizonte móvel

O método baseado nos atuadores virtuais apresentado na Seção 2.5.1 foi inicialmente demonstrado para sistemas lineares e contínuos em Lunze e Steffen (2003). A técnica, juntamente com os sensores virtuais, foi posteriormente resumida na monografia de Steffen (2005) e também em Blanke et al. (2006). Em seguida, os conceitos apresentados nesses trabalhos foram testados experimentalmente em Richter et al. (2007), no qual um sistema experimental de temperatura de líquidos foi utilizada. Nesse processo, foram exploradas falhas em diferentes atuadores da planta para as quais um cenário de reconfiguração a partir do método baseado nos atuadores virtuais foi proposto. Todos os testes demonstraram resultados satisfatórios.

O aperfeiçoamento das técnicas baseadas nos sensores e atuadores virtuais teve prosseguimento com os trabalhos de Richter et al. (2008), onde foi proposto o uso de parâmetros de Markov, para a reconfiguração da planta baseada em um bloco de reconfiguração estático. Em sequência, outra extensão da técnica foi concebida para diferentes estruturas dos modelos. Em Richter e Lunze (2010), modelos do tipo Hammerstein foram utilizadas com o foco principal no tratamento de falhas que resultam em saturações nas entradas do modelo. Já em Richter et al. (2011), houve a

generalização dos conceitos baseados nos atuadores e sensores virtuais dos sistemas lineares para uma classe de sistemas contínuos PWA (*piecewise-affine*). Desta forma, sistemas com diferentes modos de operação foram utilizados no projeto do controle reconfigurável.

Esse primeiro ciclo de contribuições foi condensado na monografia de Richter (2011). Já a literatura recente tem focado seus esforços no projeto de estratégias de controle reconfigurável para sistemas variantes no tempo com incertezas politópicas, como nos trabalhos Nazari et al. (2013) para sensores virtuais e de Rotondo et al. (2014) para sensores e atuadores virtuais com considerações nas mudanças dos pontos de operação.

Neste trabalho, o projeto de atuadores virtuais para acomodação de falhas é estendido para uma estratégia baseada em horizonte móvel em sistemas discretos. Amplia-se, assim, o desenvolvimento dos sensores e atuadores virtuais para uma nova variedade de técnicas e metodologias fundamentadas principalmente no controle ótimo e preditivo. Além disso, outros dois objetivos importantes na concepção da técnica são destacados: (i) a consideração de restrições nas entradas do processo de uma maneira mais geral que aquela abordada em Richter e Lunze (2010); (ii) a adequação do uso computacional requerido pela estratégia de controle tolerante para as exigências encontradas em processos químicos industriais.

A estratégia de controle reconfigurável utiliza a faixa de atuação dos demais atuadores da planta no processo de acomodação da funcionalidade dos atuadores com mau funcionamento. Nesse sentido, a ocorrência de falha em atuadores pode gerar uma sobrecarga nos atuadores remanescentes da planta. Portanto, equipamentos com faixa limitada de atuação correm o risco de apresentar saturações. Deste modo, os limites físicos dos atuadores disponíveis devem ser considerados na redistribuição dos sinais de controle efetuada pelo bloco reconfigurador, caso contrário, a estratégia de reconfiguração pode ser ineficiente e até mesmo iniciar falhas em equipamentos antes operacionais.

Além disso, o uso de modelos contínuos no projeto de estratégias de reconfiguração e acomodação de falhas requer um tempo de amostragem muito curto para que a aproximação seja válida.

Obviamente, a solução do problema de controle tolerante em um intervalo de tempo pequeno requer maior esforço computacional e, portanto, cria a necessidade de equipamentos mais sofisticados considerando a dimensão dos problemas a serem resolvidos no controle de processos. Deste modo, o uso de técnicas de controle discreto e o emprego de intervalos de amostragem relativamente maiores pode diminuir consideravelmente a demanda computacional e operacional destinada à lógica de reconfiguração da planta, reduzindo o custo com o equipamento.

A extensão proposta para os atuadores virtuais considera a formulação do problema de reconfiguração da malha de controle nominal a partir de uma estratégia baseada em horizonte móvel na qual procura-se estabilizar o desvio da planta sujeita a falhas representada pelo par (A, B_p) em relação ao seu comportamento nominal indicado pelas matrizes (A, B_m) . Deste modo, o método baseado em atuadores virtuais é proposto como um problema ótimo baseado em programação quadrática.

O atuador virtual considerado como um problema de controle ótimo possui grande apelo prático pois permite que restrições lineares sejam utilizadas em conjunto com a planta reconfigurada. Nesse sentido, o algoritmo é capaz de reconhecer os limites das variáveis do processo enquanto o procedimento de reconfiguração e acomodação das falhas é adotado. Um outro aspecto importante foi o aprimoramento da técnica, sem prejuízo a sua clareza, fato fundamental para o sucesso da estratégia. Além disso, características vantajosas podem ser concebidas mediante o uso de uma estratégia com otimização em linha (*online*), como o re-projeto da estratégia de reconfiguração durante a evolução da falha. Todas essas vantagens e benefícios garantem a potencialidade da técnica em aplicações práticas.

3.1 Modelo de referência

A síntese do modelo para rastreamento do comportamento nominal da processo segue os mesmos passos aplicados no desenvolvimento do atuador virtual a tempo contínuo originalmente proposto

em Steffen (2005).

O atuador virtual baseado em horizonte móvel considera o desvio da planta sujeita a falha em seus atuadores em relação ao seu comportamento nominal em um horizonte futuro similar a uma estratégia de controle preditivo. Deste modo, busca-se reconfigurar a estrutura controle a partir da minimização da trajetória predita usando o modelo que representa essa “fuga” do desempenho considerado ideal gerada pela falha.

O desvio do comportamento da planta em relação ao seu estado livre de falhas utiliza a versão discreta do modelo de referência para o atuador virtual (Equação 3.1). O modelo da planta com a falha no atuador representada a partir da modificação da matriz B_p , à exemplo do modelo nominal, também é considerado a tempo discreto como apresentado na Equação 3.2.

Embora as representações a tempo contínuo e a tempo discreto sejam claramente diferentes, a nomenclatura para as matrizes $A_m, A_p, B_m, B_p, C_m, C_p$ será mantida nos modelos a tempo discreto por simplicidade. Nesse caso, a diferenciação entre as matrizes para o caso contínuo e para o caso discreto será feita pelo contexto.

$$\text{modelo discreto nominal} \quad \begin{cases} x_p(k+1) &= Ax_p(k) + B_p u_p(k) \\ y_p(k) &= Cx_p(k) \end{cases} \quad (3.1)$$

$$\text{modelo discreto do processo} \quad \begin{cases} x_m(k+1) &= Ax_m(k) + B_m u_m(k) \\ y_m(k) &= Cx_m(k) \end{cases} \quad (3.2)$$

O uso de modelos a tempo discreto tem o propósito de facilitar o cálculo do horizonte de predição e a sua implementação na função objetivo do problema de otimização, adequando o método proposto às diversas ferramentas de controle ótimo e preditivo disponíveis na literatura.

A estratégia baseada no modelo de referência para o caso discreto segue o mesmo raciocínio apresentado no caso clássico, ou seja, o desvio entre o comportamento nominal e o comportamento da planta é representado por estado que representa esta diferença $x_\Delta(k) = x_m(k) - x_p(k)$ que equivale ao sistema apresentado Equação 3.3.

$$x_{\Delta}(k+1) = x_m(k+1) - x_p(k+1) = Ax_{\Delta}(k) + B_m u_m(k) - B_p u_p(k) \quad (3.3)$$

Assim como no caso clássico, o comportamento estável da planta pode ser retomado caso seja possível estabilizar o desvio representado por $x_{\Delta}(k)$. Além disso, o comportamento nominal da planta também pode ser reestabelecido caso $x_{\Delta}(k)$ seja reconduzido de volta à origem do sistema. Nesse caso, as condições de controlabilidade e estabilizabilidade da planta a partir do seu modelo discreto se aplicam de forma semelhante ao caso contínuo. A estratégia de ocultamento da falha na versão discreta (Equação 3.4) também é idêntica ao caso clássico. Nesse caso, o desvio x_{Δ} no instante k é combinado ao sinal proveniente do processo sujeito a falha $y_p(k)$ para simulação do comportamento nominal, garantindo a estabilidade do controlador da planta.

$$y_m(k) = y_p(k) + Cx_{\Delta}(k) \quad (3.4)$$

Primeiramente, faz-se aqui a consideração do caso mais simples, no qual o problema de restabelecimento da estabilidade da planta sujeita a falha pode ser efetivado pela realimentação empregada a partir do ganho $M \in \mathbf{R}^{n_u \times n_x}$ e a matriz do termo de avanço (*feedforward*) $N \in \mathbf{R}^{n_u \times n_u}$, considerados para o caso discreto, como apresentado na Equação 3.5.

$$u_p(k) = Mx_{\Delta}(k) + Nu_m(k) \quad (3.5)$$

O diagrama de blocos com fluxo de sinais para o atuador virtual discreto com utilização explícita da realimentação do sinal a partir das matrizes de realimentação (M) e de avanço (N) são apresentados no diagrama ilustrado na Figura 3.1. Nota-se a partir do diagrama de blocos que o

modelo de referência da planta não aparece explicitamente pelo cálculo de x_m , mas sim implicitamente no cálculo de x_Δ . Esse fato leva em consideração a estratégia e, portanto, é válido tanto para o caso contínuo quanto para o caso discreto.

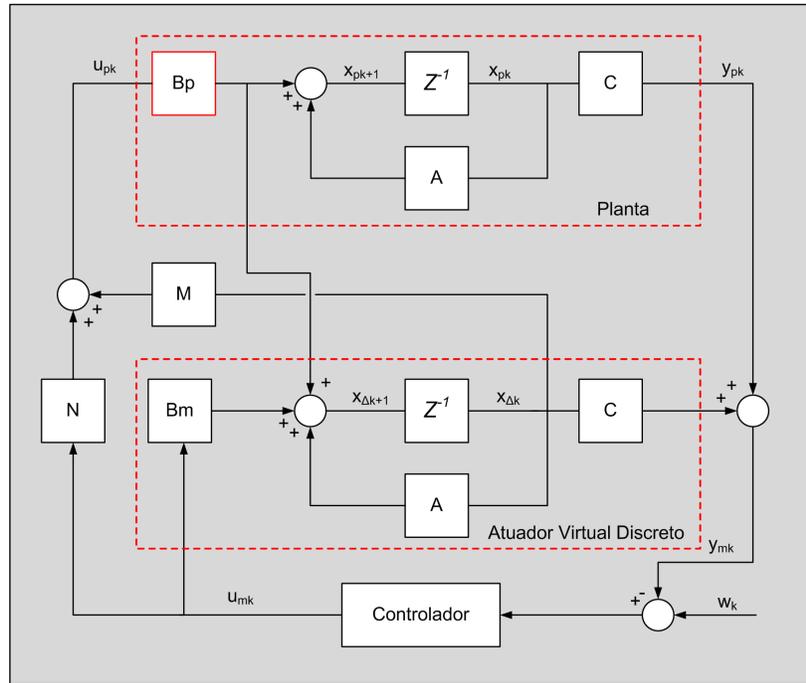


Figura 3.1: Diagrama de blocos com fluxo de sinais para o atuador virtual discreto (adaptado de STEFFEN, 2005).

A seleção da matriz de realimentação M pode ser efetivada por meio de colocação de polos ou, já considerando o uso de estratégias de controle ótimo, a partir da solução da equação algébrica de Riccati de acordo com as técnicas baseadas no controle linear quadrático como apresentado nas contribuições de Costa et al. (2012a) e Costa et al. (2012b) para o caso contínuo. Portanto, os elementos da matriz de realimentação são utilizados como graus de liberdade para que os polos do sistema discreto sejam reposicionados dentro do círculo unitário (caso discreto), garantindo sua estabilidade.

3.2 Atuador virtual com horizonte finito

A reconfiguração da planta com falha em seus atuadores a partir do método baseado em atuadores virtuais com horizonte móvel como proposto em Costa et al. (2013) é fundamentalmente um problema de controle ótimo e preditivo para fins de regulação de um estado à sua origem.

Considere, portanto, a planta com falha em seus atuadores representada pelas matrizes (A, B_p, C) . Nesse caso a tarefa de se estabilizar o par (A, B_p) poderia ser abordada facilmente pelo cálculo do mínimo custo relacionado a função objetivo representada na Equação 3.6, na qual $Q_v \in \mathbf{R}^{n_x \times n_x}$ e $R_v \in \mathbf{R}^{n_u \times n_u}$ são matrizes de peso no desvio e nas ações de controle.

$$J(k) = \sum_{i=0}^{N_v} x_p^T(k+i|k) Q_v x_p(k+i|k) + u_p^T(k+i|k) R_v u_p(k+i|k) \quad (3.6)$$

No entanto, o problema baseado no atuador virtual prevê não somente a estabilidade da planta mas também a recuperação parcial ou completa do comportamento da planta em estado nominal, ou seja, livre de falhas. Nesse caso, o problema deve ser reformulado para inclusão do comportamento nominal como referência a ser seguida pela planta de acordo com a função objetivo apresentada na Equação 3.7.

$$J(k) = \sum_{i=0}^{N_v} [x_m(k+i|k) - x_p(k+i|k)]^T Q_v [x_m(k+i|k) - x_p(k+i|k)] + u_p^T(k+i|k) R_v u_p(k+i|k) \quad (3.7)$$

ou ainda, como apresentado na Equação 3.8 por meio da definição do estado desvio $x_\Delta(k) = x_m(k) - x_p(k)$.

$$J(k) = \sum_{i=0}^{N_v} x_{\Delta}(k+i|k)^T Q_v x_{\Delta}(k+i|k) + u_p^T(k+i|k) R_v u_p(k+i|k) \quad (3.8)$$

Pode-se interpretar, a partir da função objetivo (Equação 3.8) que os elementos do vetor x_p são perturbações relativas aos estados nominais da planta x_m . Nesse sentido, o primeiro termo da função objetivo está relacionado com a minimização do desvio entre a planta sujeita a falha e o seu modelo de referência (nominal), de forma implícita, a partir do vetor x_{Δ} . O segundo termo, no entanto, destina-se à consideração do esforço de controle efetuado pelo conjunto de atuadores disponíveis para a tarefa de mitigar a falha no cumprimento da tarefa de reconfiguração do sistema de controle. De posse do modelo (Equação 3.3), pode-se prever a evolução do desvio em um horizonte N_v de acordo as iterações demonstradas por meio da Equação 3.9.

$$\begin{aligned}
x_{\Delta}(k+1|k) &= Ax_{\Delta}(k|k) + B_m u_m(k|k) - B_p u_p(k|k) \\
x_{\Delta}(k+2|k) &= A^2 x_{\Delta}(k|k) + [AB_m \ B_m] \begin{bmatrix} u_m(k|k) \\ u_m(k+1|k) \end{bmatrix} - [AB_p \ B_p] \begin{bmatrix} u_p(k|k) \\ u_p(k+1|k) \end{bmatrix} \\
&\vdots \\
x_{\Delta}(k+N_v|k) &= A^{N_v} x_{\Delta}(k|k) + [A^{N_v-1} B_m \ A^{N_v-2} B_m \ \dots \ B_m] \begin{bmatrix} u_m(k|k) \\ u_m(k+1|k) \\ \vdots \\ u_m(k+N_v|k) \end{bmatrix} \\
&\quad - [A^{N_v-1} B_p \ A^{N_v-2} B_p \ \dots \ B_p] \begin{bmatrix} u_p(k|k) \\ u_p(k+1|k) \\ \vdots \\ u_p(k+N_v|k) \end{bmatrix} \quad (3.9)
\end{aligned}$$

De forma compacta, a equação matricial que descreve a evolução do desvio da planta em relação ao seu comportamento para um horizonte N_v é representada pela Equação 3.10,

$$X_\Delta = Fx_\Delta(k|k) + \Gamma_m U_m - \Gamma_p U_p \quad (3.10)$$

com os vetores $X_\Delta \in \mathbf{R}^{n_x \cdot N_v}$, $U_p \in \mathbf{R}^{n_u \cdot N_v}$ e $U_m \in \mathbf{R}^{n_u \cdot N_v}$ descritos da seguinte forma:

$$\begin{aligned} X_\Delta &= [x_\Delta(k|k) \quad x_\Delta(k+1|k) \quad \cdots \quad x_\Delta(k+N_v|k)]^T \\ U_p &= [u_p(k|k) \quad u_p(k+1|k) \quad \cdots \quad u_p(k+N_v|k)]^T \\ U_m &= [u_m(k|k) \quad u_m(k+1|k) \quad \cdots \quad u_m(k+N_v|k)]^T \end{aligned} \quad (3.11)$$

e as matrizes $F \in \mathbf{R}^{n_x \cdot N_v \times n_x}$, $\Gamma_m \in \mathbf{R}^{n_x \cdot N_v \times n_u \cdot N_v}$ e $\Gamma_p \in \mathbf{R}^{n_x \cdot N_v \times n_u \cdot N_v}$ para um horizonte N_v expressas como,

$$F = \begin{pmatrix} A \\ A^2 \\ \vdots \\ A^{N_v} \end{pmatrix}; \Gamma_m = \begin{pmatrix} B_m & 0 & \cdots & 0 \\ AB_m & B_m & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ A^{N_v-1}B_m & A^{N_v-2}B_m & \cdots & B_m \end{pmatrix}; \Gamma_p = \begin{pmatrix} B_p & 0 & \cdots & 0 \\ AB_p & B_p & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ A^{N_v-1}B_p & A^{N_v-2}B_p & \cdots & B_p \end{pmatrix} \quad (3.12)$$

Portanto, o problema de controle reconfigurável baseado no atuador virtual com horizonte móvel pode ser definido com o objetivo de se obter o mínimo desvio possível em relação ao estado nominal de uma planta com falha em atuadores. Assim, é possível expressar o problema de otimização conforme a Equação 3.13.

$$\begin{aligned}
& \underset{U_p}{\text{minimizar}} && J(X_\Delta, U_p) := \|X_\Delta\|_{\bar{Q}_v}^2 + \|U_p\|_{\bar{R}_v}^2 \\
& \text{sujeito a} && X_\Delta = Fx_\Delta(k) + \Gamma_m U_m - \Gamma_p U_p \\
& && U_p \in \mathcal{U} \\
& && x_\Delta(k|k) = x_\Delta(k) \\
& && \bar{Q}_v \succ 0, \bar{R}_v \succeq 0,
\end{aligned} \tag{3.13}$$

O problema é sujeito ao modelo de predição para o estado desvio, sendo $x_\Delta(k|k)$ conhecido e a trajetória U_p definida como a variável de decisão a ser calculada (graus de liberdade) que está sujeita a uma região \mathcal{U} definida pelos limites das variáveis manipuladas dentro do horizonte N_v . As matrizes $\bar{Q}_v \in \mathbf{R}^{n_x \cdot N_v \times n_x \cdot N_v}$ e $\bar{R}_v \in \mathbf{R}^{n_u \cdot N_v \times n_u \cdot N_v}$ são matrizes com diagonais formadas pelas matrizes de peso Q_v e R_v , respectivamente. Estas matrizes podem ser consideradas tanto na sintonia quanto na adequação dos termos do atuador virtual para variáveis com ordens de grandeza diferentes.

3.2.1 Solução do problema de otimização

Definidos os parâmetros do problema de otimização, pode-se proceder com sua solução reescrevendo a equação objetivo em termos da variáveis de decisão por substituição da restrição de igualdade, ou seja,

$$\begin{aligned}
J = & U_p^T \left(\Gamma_p^T \bar{Q}_v \Gamma_p + \bar{R}_v \right) U_p - 2U_p^T \Gamma_p^T \bar{Q}_v \left(Fx_{\Delta k|k} + \Gamma_m U_m \right) \\
& + x_{\Delta k|k}^T F^T \bar{Q}_v F x_{\Delta k|k} + U_m^T \Gamma_m^T \bar{Q}_v \Gamma_m U_m + 2U_m^T \Gamma_m^T \bar{Q}_v F x_{\Delta k|k}
\end{aligned} \tag{3.14}$$

Nota-se que os termos finais da Equação 3.14 não são função da variável de decisão. Deste

modo, o argumento do mínimo para a variável da decisão U_p^* é solução do problema de programação quadrática descrito na forma padrão apresentada na Equação 3.15,

$$U_p^* = \underset{U_p}{\operatorname{argmin}} \frac{1}{2} U_p^T H U_p + U_p^T g \quad (3.15)$$

$$\text{sujeito a } A_{qp} U_p \leq a_{qp}$$

em que $A_{qp} U_p \leq a_{qp}$ representa o conjunto de restrições lineares da planta escritas em função da variável de decisão U_p ; $H \in \mathbf{R}^{n_u \cdot N_v \times n_u \cdot N_v}$ denota a matriz hessiana e $g \in \mathbf{R}^{n_u \cdot N_v}$ o gradiente do problema de otimização, apresentadas na Equação 3.17.

$$H = +2 \left(\Gamma_p^T \bar{Q}_v \Gamma_p + \bar{R}_v \right) \quad (3.16)$$

$$g = -2 \Gamma_p^T \bar{Q}_v \left(F x_{\Delta k|k} + \Gamma_m U_m \right) \quad (3.17)$$

Resumindo, o problema de reconfiguração baseado em horizonte móvel consiste em calcular o desvio da planta em relação ao seu estado nominal devido às falhas presentes no laço de controle e o comportamento futuro desse desvio em relação à trajetória nominal. As etapas do algoritmo podem ser descritas da seguinte forma:

1. receber o sinal do controlador nominal (u_m) e o sinal medido da planta (y_p);
2. calcular a trajetória de controle U_p^* (Equação 3.13) ;
3. modificar o sinal do controlador nominal (u_m) no sentido de eliminar a falha no laço de controle utilizando as primeiras posições da trajetória U_p^* ;
4. ocultar a falha do controlador nominal considerando o valor modificado pelo bloco reconfigurador (y_m) utilizando a Equação 3.4.

O cálculo da trajetória de controle U_p (Equação 3.15) para o problema sem restrições pode ser realizado analiticamente (sem uso de algum procedimento específico ou ferramenta de otimização), ou seja, o mínimo dessa equação é calculado pelo gradiente de J em relação à U_p que deve ser nulo, logo:

$$\frac{\partial J}{\partial U_p} = 2 \left(\Gamma_p^T \bar{Q}_v \Gamma_p + \bar{R}_v \right) U_p - 2 \Gamma_p^T \bar{Q}_v \left(F x_{\Delta k|k} + \Gamma_m U_m \right) = 0 \quad (3.18)$$

Nesse caso, o argumento do mínimo é obtido como se segue:

$$\begin{aligned} U_p^* &= M \left(F x_{\Delta k|k} + \Gamma_m U_m \right) \\ M &= \left(\Gamma_p^T \bar{Q}_v \Gamma_p + \bar{R}_v \right)^{-1} \Gamma_p^T \bar{Q}_v \end{aligned} \quad (3.19)$$

Portanto, como o sistema não possui restrições U_p^* é obtido analiticamente como apresentado na Equação 3.19. Assim, a estratégia representada no diagrama da Figura 3.1 é aplicável e a matriz M se assemelha à matriz calculada pelo controlador ótimo linear quadrático (LQR) à medida que o horizonte de predição N_v é aumentado. No entanto, ressalta-se que a maior contribuição desse método refere-se ao uso de restrições no problema de otimização. Nesse caso, pode-se utilizar os diversos algoritmos disponíveis na literatura (RAO et al., 1998; WRIGHT, 1997; BARTLETT et al., 2002), como o método dos pontos interiores, para a solução do problema de programação quadrática.

3.2.2 Sinal futuro do controlador nominal

Pode-se notar, que o termo indicado pelo gradiente g na Equação 3.17 que representa a resposta livre (independente da variável de decisão) do problema de reconfiguração exige o conhecimento da trajetória de U_m no futuro. Entende-se que essa tarefa pode ser considerada trivial desde que o modelo do controlador nominal seja conhecido. Deste modo, bastaria prever os movimentos do controlador nominal N_v passos à frente e implementar a trajetória no cálculo de g . No entanto, necessita-se de uma opção alternativa para sistemas nos quais a equação do controlador nominal não é bem conhecida ou pode ser demasiadamente complexa. Essa solução alternativa se resume em considerar U_m como uma trajetória constante baseado em seu valor conhecido no instante k .

3.2.3 Exemplo ilustrativo – Sistemas de tanques interativos

Considera-se um processo ilustrativo de tanques em série (Figura 3.2) que apresenta uma falha na válvula de controle que faz a interligação entre os vasos, conforme descrito em Steffen (2005).

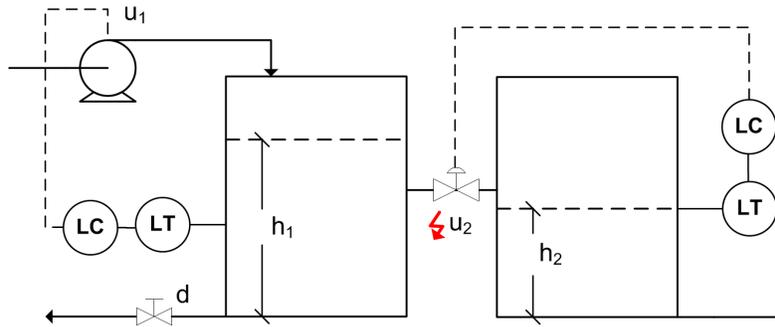


Figura 3.2: Sistema de tanques em série sujeito a falha em u_2 .

O problema é representado na Equação 3.20 pelo modelo linear contínuo proposto em Steffen (2005). Neste modelo, $x(t) = [h_1 \ h_2]^T$ representa o nível no tanques 1 e no tanque 2, respectivamente. As entradas são representadas no vetor $u(t) = [u_1 \ u_2]^T$ e a variável escalar $d(t)$ representa uma perturbação proveniente da válvula de saída do primeiro tanque.

$$\dot{x}(t) = \begin{pmatrix} -0,25 & 0 \\ 0,25 & -0,25 \end{pmatrix} x(t) + \begin{pmatrix} 1 & -0,5 \\ 0 & 0,5 \end{pmatrix} u(t) + \begin{pmatrix} -0,74 \\ 0 \end{pmatrix} d(t) \quad (3.20)$$

O modelo linear discreto da planta (Equação 3.21) com um tempo de amostragem $T_s = 0,1$ s será utilizado para o projeto do atuador virtual com horizonte finito. O intervalo de tempo foi mantido pequeno o suficiente para que comparações com o estudo original possam ser realizadas.

$$A_m = \begin{pmatrix} 0,975 & 0 \\ 0,024 & 0,975 \end{pmatrix} \quad B_m = \begin{pmatrix} 0,098 & -0,049 \\ 0,001 & 0,048 \end{pmatrix} \quad (3.21)$$

O sistema de controle nominal utiliza a bomba posicionada na entrada do primeiro tanque (u_1) e a válvula de controle que permite a passagem de líquido do primeiro para o segundo tanque (u_2) como variáveis manipuladas. Neste exemplo, considera-se que as variáveis de entrada tenham uma faixa de atuação entre $-0,5 \leq u_1, u_2 \leq 0,5$.

Controle Nominal

A estrutura de controle é baseada em dois controladores com ação proporcional e, portanto, pequenos desvios em relação à referência são tolerados. As equações de controle são apresentadas de forma compacta na forma matricial de acordo com a Equação 3.22 (STEFFEN, 2005).

$$u(k) = \begin{pmatrix} 3 & 0 \\ 0 & 10 \end{pmatrix} [y_{ref}(k) - y(k)] \quad (3.22)$$

O sistema parte da condição inicial $x(0) = [0 \ -0,04]^T$ e o controlador recebe uma pequena alteração da referência aplicada no nível do segundo tanque enquanto o nível do primeiro tanque

é mantido constante. A perturbação entra no sistema no tempo igual à 15 s.

A simulação apresentada na Figura 3.3 demonstra que o sistema de controle nominal opera satisfatoriamente para um cenário livre de falhas. Nesse caso, o comportamento do processo y_p coincide com o seu comportamento nominal y_m assim como o sinal do controlador $u_m = u_p$.

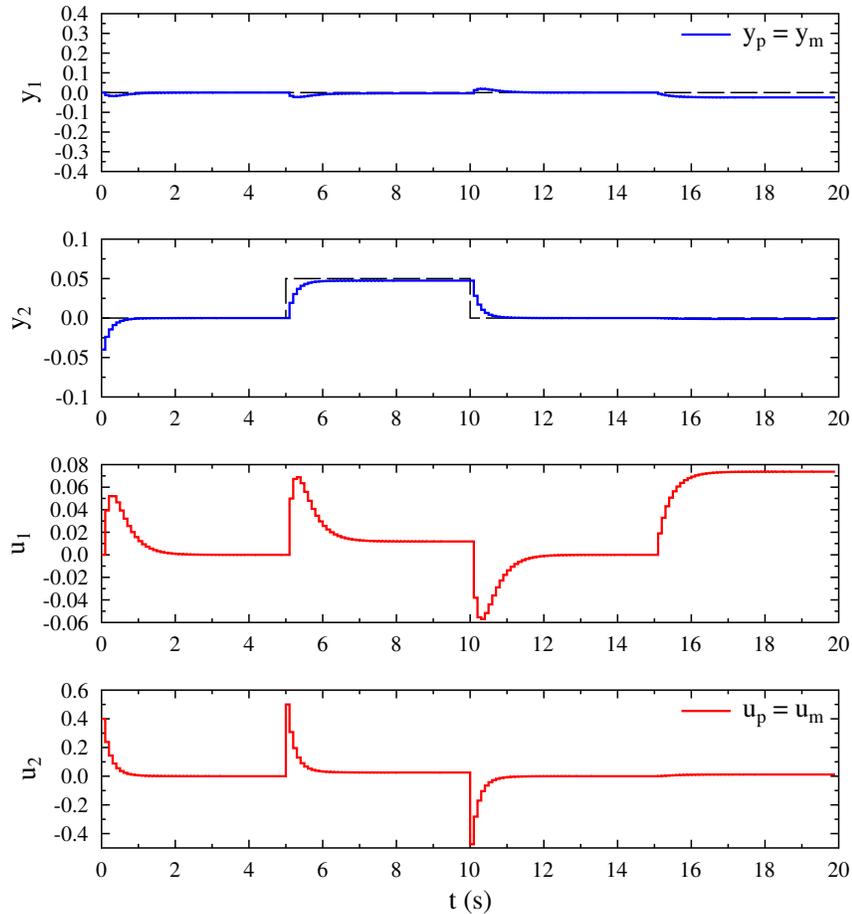


Figura 3.3: Simulação do sistema de tanques interativos em malha fechada (comportamento nominal).

Cenário de falha

A simulação do processo em malha fechada considera uma falha na válvula (u_2) que é bloqueada na posição a partir do início da simulação de acordo com a matriz de entradas B_p (Equação 3.23).

Deste modo, uma única variável de controle permanece disponível.

$$B_p = \begin{pmatrix} 0,098 & 0 \\ 0,001 & 0 \end{pmatrix} \quad (3.23)$$

O comportamento, apresentado na Figura 3.4, demonstra que a performance do sistema é prejudicada pela falha, limitando a capacidade do controle nominal em seguir a referência para as duas variáveis de controle. Apesar disso, o sistema se mantém estável durante o processo.

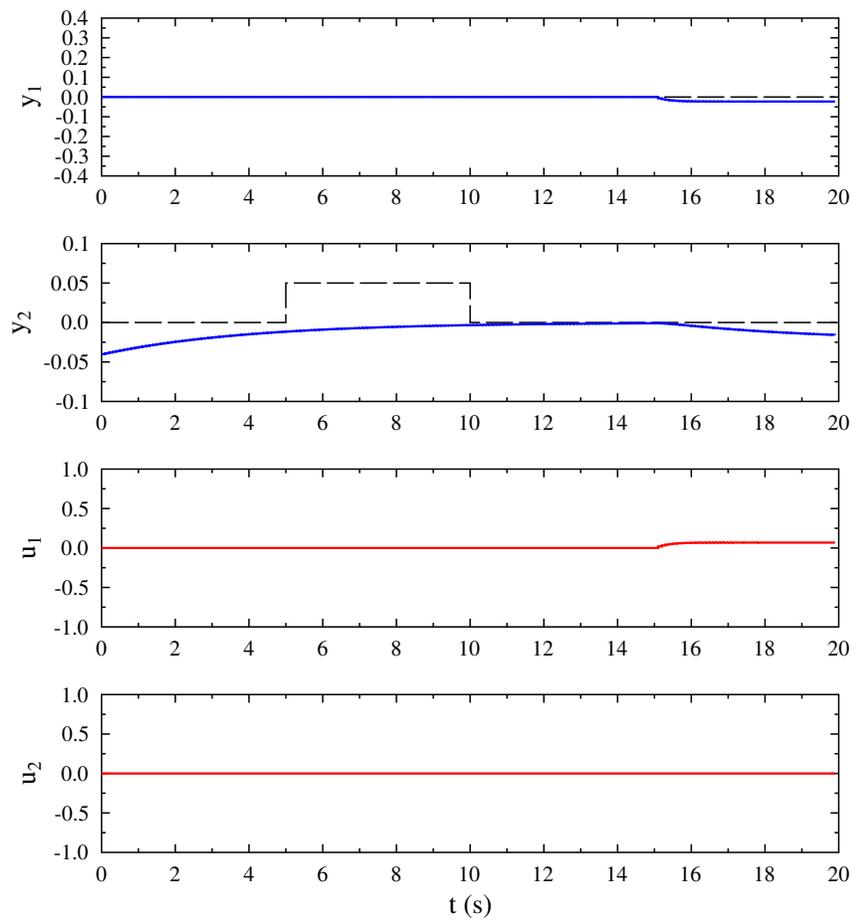


Figura 3.4: Simulação do sistema de tanques interativos com falha em u_2 .

Processo reconfigurado sem o uso de restrições

O comportamento do sistema com falha no segundo atuador junto ao bloco de controle tolerante a falhas baseado no atuador virtual é apresentado na Figura 3.5.

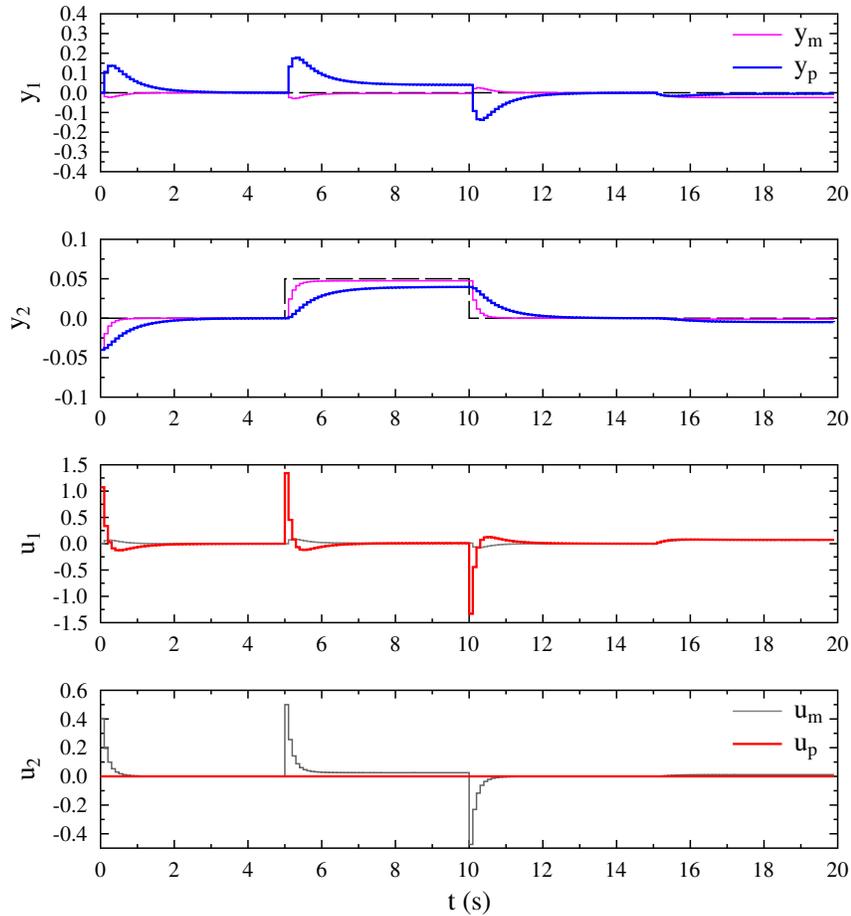


Figura 3.5: Reconfiguração do sistema de tanques interativos sem restrições.

Com a falha no sistema, o conjunto de atuadores é menor que a quantidade de variáveis controladas. Portanto, pesos diferentes devem ser atribuídos às variáveis controladas de modo que as principais tenham prioridade no esforço encaminhado pelos atuadores. Optou-se aqui por depositar um maior peso na segunda variável de saída (Equação 3.24).

$$Q_v = \begin{pmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 30 \end{pmatrix} \quad R_v = \begin{pmatrix} 0,08 & 0 \\ 0 & 0,08 \end{pmatrix} \quad (3.24)$$

O sinal de entrada proveniente do controlador nominal u_m é traduzido pelo bloco reconfigurador para um sinal u_p , permitindo que o nível do tanque 2 se aproxime de sua referência. O sinal de saída nominal (y_m) é reconstruído satisfatoriamente, permitindo ocultar a falha do sistema de controle nominal, que atua sobre um sinal virtual, evitando que um desligamento ou comutação do controlador seja necessário.

Optou-se por não saturar as variáveis manipuladas em seus limites físicos, para que o comportamento do sistema reconfigurado sem restrições fosse melhor demonstrado. Percebe-se que para compensar a falha, o sinal de u_1 é amplificado para reduzir os efeitos da perda de atuação em u_2 , gerando picos na ação de controle que levariam à saturação da variável em um cenário real.

Processo reconfigurado com o uso de restrições

Como já mencionado, o uso do bloco reconfigurador amplifica o sinal dos atuadores remanescentes com o objetivo de atender os objetivos do sistema de controle sob o efeito de falhas. Portanto, o uso de restrições nas variáveis manipuladas podem evitar desgastes e danos nas redundâncias físicas e funcionais do processo.

Na Figura 3.6, o uso de restrições no problema de reconfiguração com horizonte móvel é demonstrado. Os limites do atuador remanescente são estabelecidos para $u_{1,max} = 0,5$ e $u_{1,min} = -0,5$, evitando os picos observados na simulação representada na Figura 3.5. Pode-se observar nos resultados, mostrados na Figura 3.6, que o sistema de controle reconfigurável é capaz de atender os limites impostos, com desempenho similar àquele apresentado na simulação sem restrições.

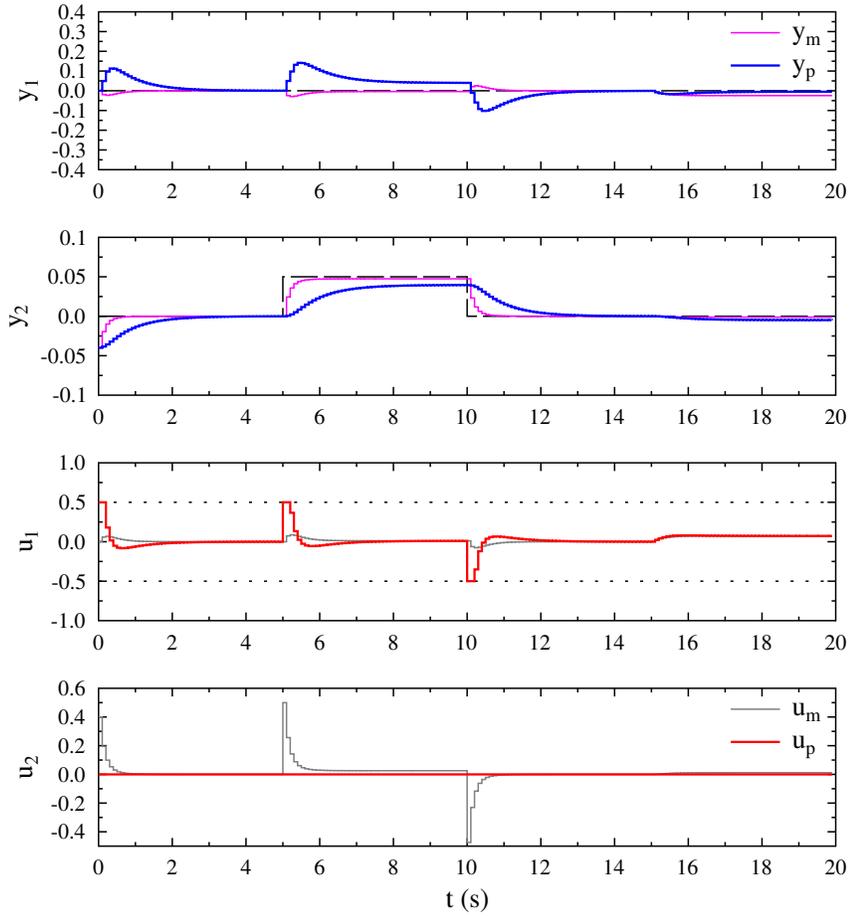


Figura 3.6: Reconfiguração do sistema de tanques interativos com restrições em u_1 .

3.3 Atuador virtual com horizonte infinito

O uso de um horizonte infinito (Equação 3.25) para problemas de controle baseado em otimização dinâmica tem por objetivo assegurar a estabilidade do sistema *a priori*.

$$J(k) = \sum_{i=0}^{\infty} x_{\Delta}^T(k+i|k)Q_v x_{\Delta}(k+i|k) + u_p^T(k+i|k)R_v u_p(k+i|k) \quad (3.25)$$

Pode ser demonstrado que sob as considerações de um horizonte infinito a função objetivo $J(k)$ decresce (“perde energia”) com a evolução do tempo e se assemelha a uma função de Lyapunov

(MACIEJOWSKI, 2001), pelo menos para o caso no qual o modelo é perfeito. Desta forma, a estabilidade da planta é garantida ao se fazer o horizonte de predição longo o bastante ou mesmo infinito, pois de acordo com o princípio de otimalidade de Bellman, qualquer trajetória (x_i a x_j) extraída da trajetória (x_0 a x_N) é ela mesma ótima de (x_i a x_j) (Figura 3.7), ou seja, a trajetória subsequente é ótima independente das decisões tomadas para se atingir um estado particular em um dado instante de tempo (CORRIOU, 2004). Portanto, a trajetória predita e a

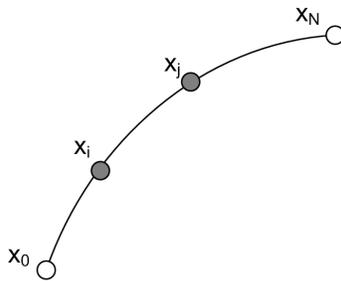


Figura 3.7: Representação de um seguimento ótimo segundo o princípio de otimalidade de Bellman.

trajetória percorrida pelo processo coincidem, assegurando que $J(k)$ decresça em função do tempo como afirmado anteriormente e garantindo a estabilidade do sistema nominal segundo o critério de estabilidade de Lyapunov (MACIEJOWSKI, 2001).

Porém, o uso de um horizonte infinito acarreta um problema ao procedimento de otimização pois apresenta um número de graus de liberdade infinito, inviabilizando a solução do problema ótimo. Assim, para que o problema seja tratável deve-se reescrever a função objetivo de forma que esta resulte em um problema de otimização com um número finito de graus de liberdade em relação à variável de decisão (RAWLINGS; MUSKE, 1993). Tal procedimento é realizado com o desmembramento da função objetivo em duas parcelas com horizontes distintos, sendo que o primeiro horizonte (J_{N_v}) se desdobra até um instante arbitrário N_v e o segundo horizonte tem início em $N_v + 1$ e se estende até infinito (J_∞). Para o problema regulador têm-se (Equação 3.26),

$$J(k) = \underbrace{\sum_{i=0}^{N_v} \{ \|x_{\Delta}(k+i|k)\|_{Q_v}^2 + \|u_p(k+i|k)\|_{R_v}^2 \}}_{J_{N_v}} + \underbrace{\sum_{i=N_v+1}^{\infty} \{ \|x_{\Delta}(k+i|k)\|_{Q_v}^2 + \|u_p(k+i|k)\|_{R_v}^2 \}}_{J_{\infty}} \quad (3.26)$$

Deste modo, o cálculo da trajetória é restrito à primeira parcela do horizonte de predição ($i = 0 \cdots N_v$) tornando o problema de otimização factível em relação ao número de graus de liberdade. Resta, portanto, a definição de qual trajetória deve ser conduzida na segunda parcela do horizonte infinito para a variável de decisão (u_p).

3.3.1 Controle de dois modos

A definição da trajetória de U_p em relação à segunda parcela do horizonte infinito é feita considerando uma estratégia de controle de dois modos. No controle de dois modos, o primeiro modo de operação é definido pela trajetória calculada por meio do problema de otimização, ou seja, os graus de liberdade estão presentes nesse estágio. No segundo modo de operação impõe-se a trajetória em u_p . Nesse caso, u_p pode ser definido como nulo, a exemplo da definição do controle preditivo com horizonte finito, como apresentado na Figura 3.8 (a) ou pode ser calculado por uma estratégia de realimentação a partir de uma matriz M (Figura 3.8 b).

A imposição de u_p nulo fundamenta-se na distinção entre o horizonte de predição e o horizonte de controle. Assim, na predição livre ($i > N_v$) o sinal de controle mantém-se constante e, portanto, é considerado nulo em variável desvio para o problema regulatório, não participando do problema de otimização.

Porém, como essa distinção não foi feita para a formulação do atuador virtual com horizonte finito (o horizonte de controle foi tratado igual ao horizonte de predição, N_v), será feita aqui a opção do uso de uma estratégia de realimentação para o segundo modo de operação sendo

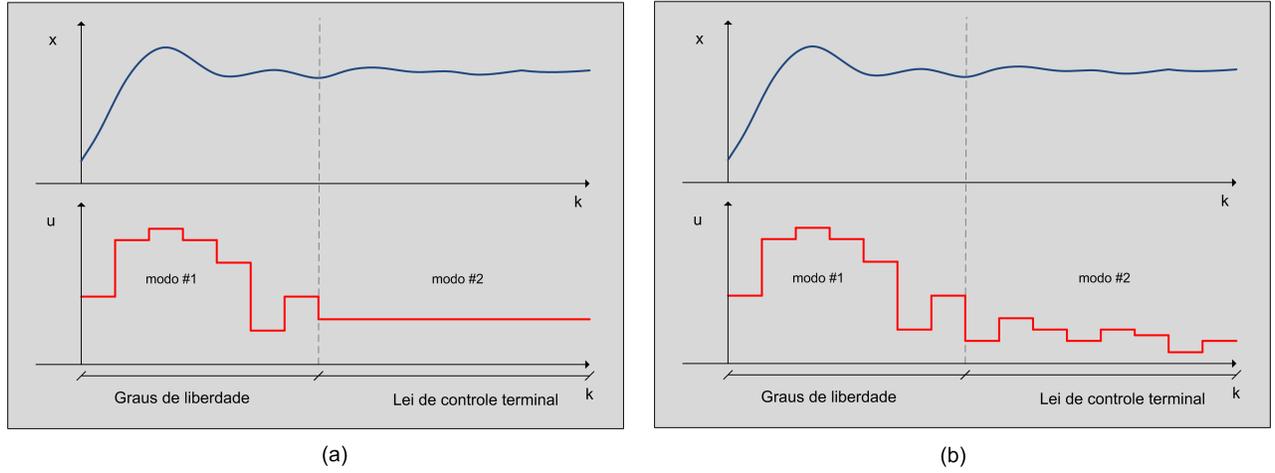


Figura 3.8: Estratégia de controle de dois modos para diferentes leis de controle terminal.

$u_{modo2}(k) = Mx_{\Delta}(k)$. No entanto, observa-se que a formulação com imposição de u_p nulo pode ser considerada uma subclasse do problema a ser descrito, para uma matriz de realimentação M nula (ROSSITER, 2003).

3.3.2 Formulação do problema

A formulação do problema de controle para o segundo modo (Equação 3.27), tem início com o cálculo da lei de controle terminal ou condição terminal (ROSSITER, 2003), representada na Equação 3.28.

$$J_{\infty} = \sum_{i=N_v+1}^{\infty} \|x_{\Delta}(k+i|k)\|_{Q_v}^2 + \|u_p(k+i|k)\|_{R_v}^2 \quad (3.27)$$

$$u_p(k+i-1|k) = Mx_{\Delta}(k+i-1|k), \quad i > N_v \quad (3.28)$$

O primeiro passo é considerar a equação do desvio em relação à condição normal em sua forma fechada (A_{Δ}) após a alimentação do sinal de controle u_p (Equação 3.29). Afirma-se, por hipótese, que a condição no sinal de controle nominal encontra-se em equilíbrio.

$$x_{\Delta}(k+i|k) = \underbrace{(A - B_p M)}_{A_{\Delta}} x_{\Delta}(k+i-1|k), \quad i > N_v \quad (3.29)$$

Desta forma, a Equação 3.29 tem sua evolução no tempo definida para $j \geq 0$ de acordo com a Equação 3.30,

$$x_{\Delta}(k + N_v + j|k) = A_{\Delta}^j x_{\Delta}(k + N_v|k), j \geq 0 \quad (3.30)$$

O sinal de controle (u_p) aplicado no segundo termo da Equação 3.26 é reescrito de acordo com a Equação 3.31,

$$u_p(k + N_v + j|k) = Mx_{\Delta}(k + N_v + j|k) = MA_{\Delta}^j x_{\Delta}(k + N_v|k), j \geq 0 \quad (3.31)$$

A Equação 3.31 é substituída na parcela do somatório infinito (Equação 3.27) que é então expandida como apresentado na Equação 3.32.

$$\begin{aligned} J_{\infty} = & \sum_{j=0}^{\infty} x_{\Delta}^T(k + N_v|k) (A_{\Delta}^j)^T Q_v A_{\Delta}^j x_{\Delta}(k + N_v|k) \\ & + x_{\Delta}^T(k + N_v|k) (A_{\Delta}^j)^T M^T R_v M A_{\Delta}^j x_{\Delta}(k + N_v|k) \end{aligned} \quad (3.32)$$

que pode ser simplificada como,

$$J_{\infty} = x_{\Delta}^T(k + N_v|k) \left\{ \sum_{j=0}^{\infty} (A_{\Delta}^j)^T Q_v A_{\Delta}^j + (A_{\Delta}^j)^T M^T R_v M A_{\Delta}^j \right\} x_{\Delta}(k + N_v|k) \quad (3.33)$$

ou ainda,

$$J_{\infty} = x_{\Delta}^T(k + N_v|k) Q_{\infty} x_{\Delta}(k + N_v|k) \quad (3.34)$$

na qual Q_{∞} , ou matriz de peso terminal, é descrita de acordo com Equação 3.35,

$$Q_{\infty} = \sum_{j=0}^{\infty} (A_{\Delta}^j)^T Q_v A_{\Delta}^j + (A_{\Delta}^j)^T M^T R_v M A_{\Delta}^j \quad (3.35)$$

Nota-se que a convergência do somatório é garantida para uma matriz de estados A_Δ estável. Portanto, a escolha da matriz de realimentação M deve ser feita de maneira apropriada, assegurando os autovalores da matriz A_Δ dentro do círculo unitário. Nestas condições, a matriz Q_∞ pode ser calculada pela equação de Lyapunov apresentada na Equação 3.36:

$$A_\Delta^T Q_\infty A_\Delta - Q_\infty = -Q_v - M^T R_v M \quad (3.36)$$

A equação matricial discreta de Lyapunov representada em sua forma geral pela Equação 3.37 pode ser resolvida utilizando o *software* Scilab para uma matriz P simétrica e positivo definida de acordo com a rotina *lyap* utilizando o comando $\mathbf{P}=\mathbf{lyap}(\mathbf{A},\mathbf{Q},\mathbf{d}')$.

$$A^T P A - P = -Q \quad (3.37)$$

3.3.3 O uso da malha interna estabilizadora

A malha interna estabilizadora consiste em uma realimentação interna que gera um sinal para planta que, somado ao sinal do bloco regulador, leva os polos do sistema em malha aberta para dentro do círculo unitário. Nota-se que essa consideração foi realizada de forma implícita na seção anterior para a definição do atuador virtual com horizonte infinito por meio da lei de controle terminal. A consideração explícita da malha interna estabilizadora serve, deste modo, para os dois modos de operação e pode ser considerada com uma extensão à metodologia apontada na seção anterior, para a qual o modo 1 também está sob a influência da mesma matriz estabilizadora M presente na lei de controle terminal (modo 2).

De acordo com a discussão apresentada em Rossiter (2003), além da estabilização aplicada aos dois modos de operação, o uso de uma malha interna pode trazer outros benefícios a uma estratégia de otimização como a proposta para o atuador virtual, pois favorece o condicionamento numérico do problema de controle ótimo e dá uma visão melhor sobre a estrutura de controle de dois modos.

A implementação do atuador virtual com horizonte infinito é empregada como proposto anteriormente, sendo que o modelo de predição agora inclui a malha interna. O equacionamento do atuador virtual resulta em uma composição do sinal proveniente da malha malha estabilizadora (v) somada à lei de realimentação a partir da matriz (M), de acordo com a Equação 3.38.

$$u_p(k) = Mx_\Delta(k) + v(k) \quad (3.38)$$

Portanto, ao se substituir o sinal de controle proveniente do bloco reconfigurador no modelo que representa o desvio entre a planta e o modelo nominal, têm-se:

$$\begin{aligned} x_\Delta(k+1) &= Ax_\Delta(k) + B_m u_m(k) - B_p [Mx_\Delta(k) + v(k)] \\ x_\Delta(k+1) &= \underbrace{(A - B_p M)}_{A_\Delta} x_\Delta(k) + B_m u_m(k) - B_p v(k) \end{aligned} \quad (3.39)$$

ou seja,

$$x_\Delta(k+1) = A_\Delta x_\Delta(k) + B_m u_m(k) - B_p v(k) \quad (3.40)$$

Nesse caso, a variável de decisão para o problema de otimização passa a ser o sinal v . A predição N_v passos a frente para o sistema pré-estabilizado é estabelecida na Equação 3.41,

$$X_\Delta = F_\Delta x_\Delta(k|k) + \Gamma_{\Delta m} U_m - \Gamma_{\Delta p} V \quad (3.41)$$

sendo F_Δ , $\Gamma_{\Delta m}$ e $\Gamma_{\Delta p}$ representadas de acordo com as matrizes na Equação 3.42. Os vetores U_m e U_p seguem a mesma forma dos vetores apresentados em 3.11 e o vetor $V \in \mathbf{R}^{n_u \cdot N_v}$ é representado

como $V = [v(k|k) \quad v(k+1|k) \quad \cdots \quad v(k+N_v-1|k)]^T$.

$$F_\Delta = \begin{pmatrix} A_\Delta \\ A_\Delta^2 \\ \vdots \\ A_\Delta^{N_v} \end{pmatrix}; \Gamma_{\Delta m} = \begin{pmatrix} B_m & 0 & \cdots & 0 \\ A_\Delta B_m & B_m & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ A_\Delta^{N-1} B_m & A_\Delta^{N-2} B_m & \cdots & B_m \end{pmatrix}; \Gamma_{\Delta p} = \begin{pmatrix} B_p & 0 & \cdots & 0 \\ A_\Delta B_p & B_p & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ A_\Delta^{N-1} B_p & A_\Delta^{N-2} B_p & \cdots & B_p \end{pmatrix} \quad (3.42)$$

Como já mencionado, a formulação do controlador de dois modos é basicamente a mesma do atuador com horizonte infinito, com exceção à formulação dos graus de liberdade relacionados à variável de decisão. Portanto,

$$v(k+i|k) = \begin{cases} \text{graus de liberdade} & i = 1, \dots, N_v \\ 0 & i > N_v \end{cases} \quad (3.43)$$

O problema de otimização apresentado no sistema representado pela Equação 3.44 envolve o cálculo da sinal de controle de saída do bloco reconfigurador agora representado pela trajetória V^* e possui pouca diferença em relação a solução do método para o controlador com horizonte finito (Seção 3.2).

$$\begin{aligned} \underset{V}{\text{minimizar}} \quad & J(X_\Delta, V) := \|X_\Delta\|_{\bar{Q}_v}^2 + \|V\|_{\bar{R}_v}^2 \\ \text{sujeito à} \quad & X_\Delta = F_\Delta x_\Delta(k|k) + \Gamma_{\Delta m} U_m - \Gamma_{\Delta p} U_p \\ & u_p(k|k) = M x_\Delta(k|k) + v(k|k) \\ & x_\Delta(k|k) = x_\Delta(k) \\ & \bar{Q}_v \succ 0, \bar{R}_v \succeq 0, \end{aligned} \quad (3.44)$$

Para a qual o argumento do mínimo é dado por,

$$V^* = \underset{U_p}{\operatorname{argmin}} \frac{1}{2} V^T H V + V^T g \quad (3.45)$$

$$\text{subject to } A_{qp} V \leq a_{qp}$$

para,

$$H = 2 \left(\Gamma_{\Delta p}^T \bar{Q}_v \Gamma_{\Delta p} + \bar{R}_v \right)^T \quad (3.46)$$

$$g = -2 \Gamma_{\Delta p}^T \bar{Q}_v \left(F_{\Delta} x_{\Delta k|k} + \Gamma_{\Delta m} U_m \right) \quad (3.47)$$

Nota-se que a imposição dos limites no sinal calculado U_p deve ser feita reescrevendo U_p em termos da nova variável de decisão V . Além disso, cabe ressaltar que o cálculo da malha interna M pode ser feito por colocação de polos ou pelo cálculo do controlador linear quadrático para o caso discreto. A solução com o horizonte infinito requer a adição do custo terminal (Equação 3.34) na função objetivo (Equação 3.44).

3.3.4 Exemplo ilustrativo - CSTR não-isotérmico

O projeto do controle reconfigurável para o CSTR não-isotérmico considera as técnicas baseadas no atuador virtual com horizonte infinito em conjunto com uma malha interna estabilizadora, ilustrando as suas etapas de desenvolvimento.

Descrição do problema

Considera-se o reator CSTR (*continuous stirred tank reactor*) apresentado na Figura 3.9 no qual o calor gerado por uma reação exotérmica ($A \rightarrow B$) é removido por meio de uma camisa de resfriamento (HOVD; SKOGESTAD, 1994). Deseja-se controlar as concentrações (C_A e C_B) dos componentes A e B, respectivamente, na saída do reator assim como a temperatura do meio

reacional (T).

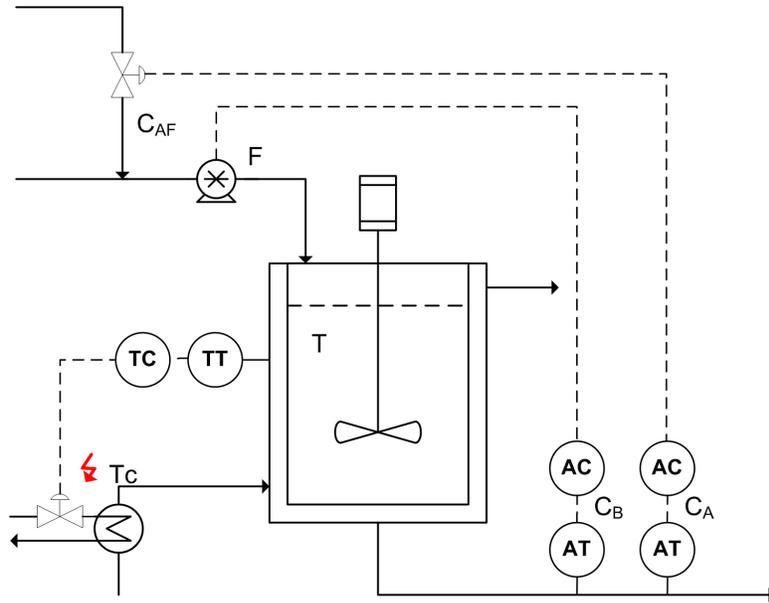


Figura 3.9: Reator CSTR não-isotérmico.

O controle dessas variáveis é condicionado a três variáveis manipuladas: vazão do componente A (F); concentração (C_{AF}) na entrada do reator e a temperatura do líquido refrigerante (T_c) na camisa do reator. O processo é representado pelo modelo linear contínuo (Equação 3.48) com o vetor de estados $x(t) = [C_A \ C_B \ T]^T$ e as entradas $u(t) = [T_c \ C_{AF} \ F]^T$, ambos em variável desvio.

$$\dot{x}(t) = \begin{pmatrix} -0,1562 & 0 & -0,01553 \\ 0,0562 & -0,100 & 0,01553 \\ 0,7803 & 0 & 0,07958 \end{pmatrix} x(t) + \begin{pmatrix} 0 & 0,100 & 0,1122 \\ 0 & 0 & -0,1124 \\ 0,0361 & 0 & -0,2000 \end{pmatrix} u(t) \quad (3.48)$$

O modelo discreto utilizado para o projeto do controle reconfigurável é representado pelas matrizes A_m e B_m (Equação 3.49) com amostragem $T_s = 0,1$ s.

$$A_m = \begin{pmatrix} 0,9844412 & 0 & -0,0015471 \\ 0,0056086 & 0,9900498 & 0,0015471 \\ 0,0777319 & 0 & 1,0079292 \end{pmatrix} \quad B_m = \begin{pmatrix} -0,0000028 & 0,0099221 & 0,0111481 \\ 0,0000028 & 0,0000281 & -0,0111680 \\ 0,0036243 & 0,0003892 & -0,0196428 \end{pmatrix} \quad (3.49)$$

A análise de estabilidade do sistema demonstra que este processo é instável em malha aberta com polos fora do círculo unitário para o ponto de operação desejado, ou seja, necessita das malhas de controle para garantir sua operabilidade.

$$\text{Polos em malha aberta} = \begin{pmatrix} 0,9900498 \\ 0,9919823 \\ 1,0003881 \end{pmatrix} \quad (3.50)$$

O controle das concentrações e temperatura é realizado por três controladores proporcionais e integrais com parâmetros de ganho (K) e constante de tempo do integral (τ_i) apresentados na Tabela 3.1. Considera-se que o reator tenha seus estados completos, ou seja, possui leitura para todos as variáveis do processo.

Tabela 3.1: Parâmetros de projeto do atuador virtual.

Malha	Ganho proporcional	Constante de tempo integral
$T - T_c$	$10 K/K$	10 min
$C_B - F$	$-10 \frac{(\text{m}^3)^2}{\text{kmol} \cdot \text{min}^3}$	10 min
$C_A - C_{AF}$	$10 \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}}{\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}}$	10 min

A operação do reator em malha fechada prevê o controle regulatório das concentrações no reator (C_A e C_B) e uma modificação do sinal de referência para a malha de temperatura (T) em 10 min. Foram considerados sinais de ruído entrando no sistema com desvio padrão para as concentrações

($\sigma = 0,01$) e para a temperatura do reator ($\sigma = 0,03$).

Cenário de controle nominal

O resultado da simulação para o caso nominal, apresentado na Figura 3.10, demonstra que o comportamento dinâmico do sistema em malha fechada é satisfatório para os parâmetros dos controladores desde que a primeira malha de controle ($T - T_c$) esteja fechada (HOVD; SKOGESTAD, 1994).

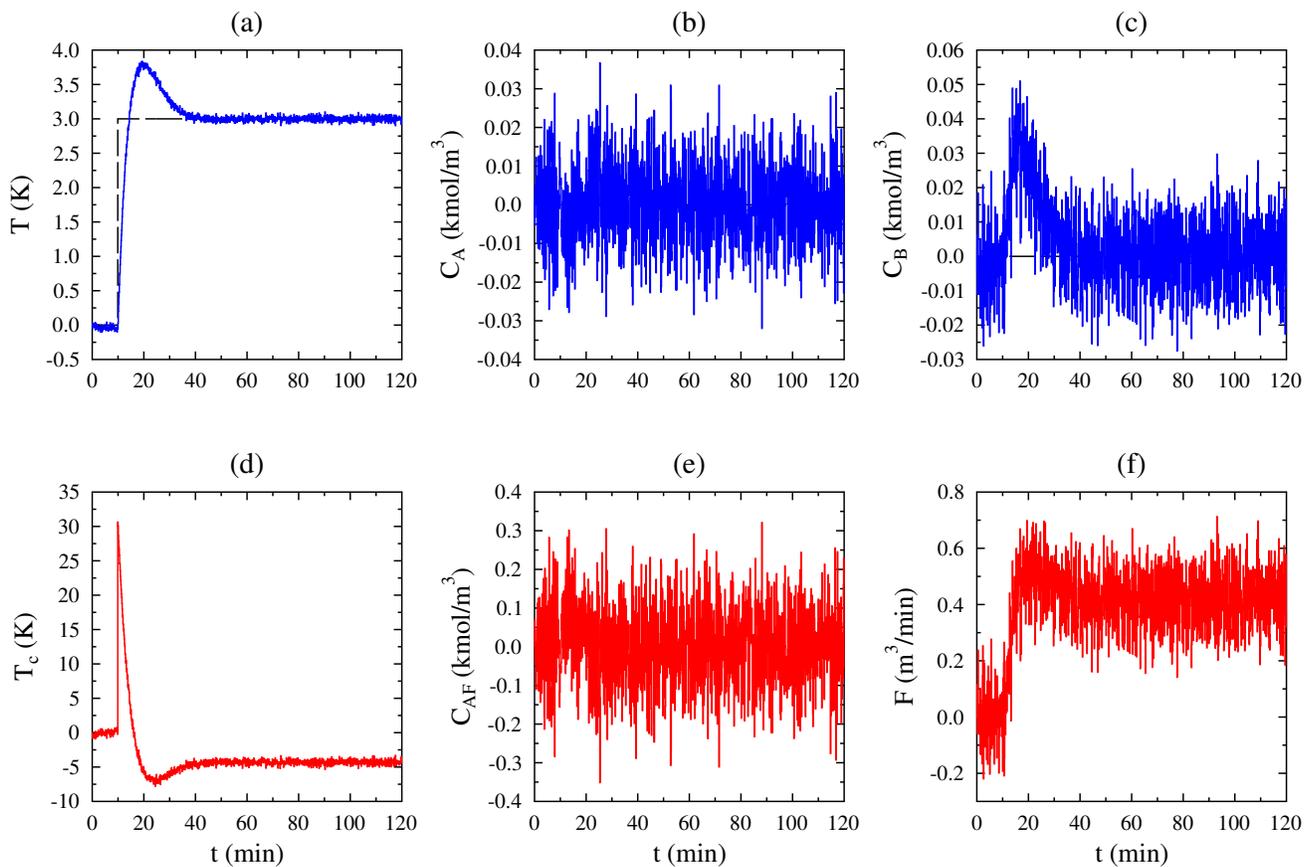


Figura 3.10: Simulação do reator CSTR não-isotérmico em malha fechada (comportamento nominal).

Cenário de falha

O cenário de falha (Figura 3.11) considera o bloqueio da primeira variável manipulada descrita na matriz de entradas B_p de acordo com a Equação 3.51.

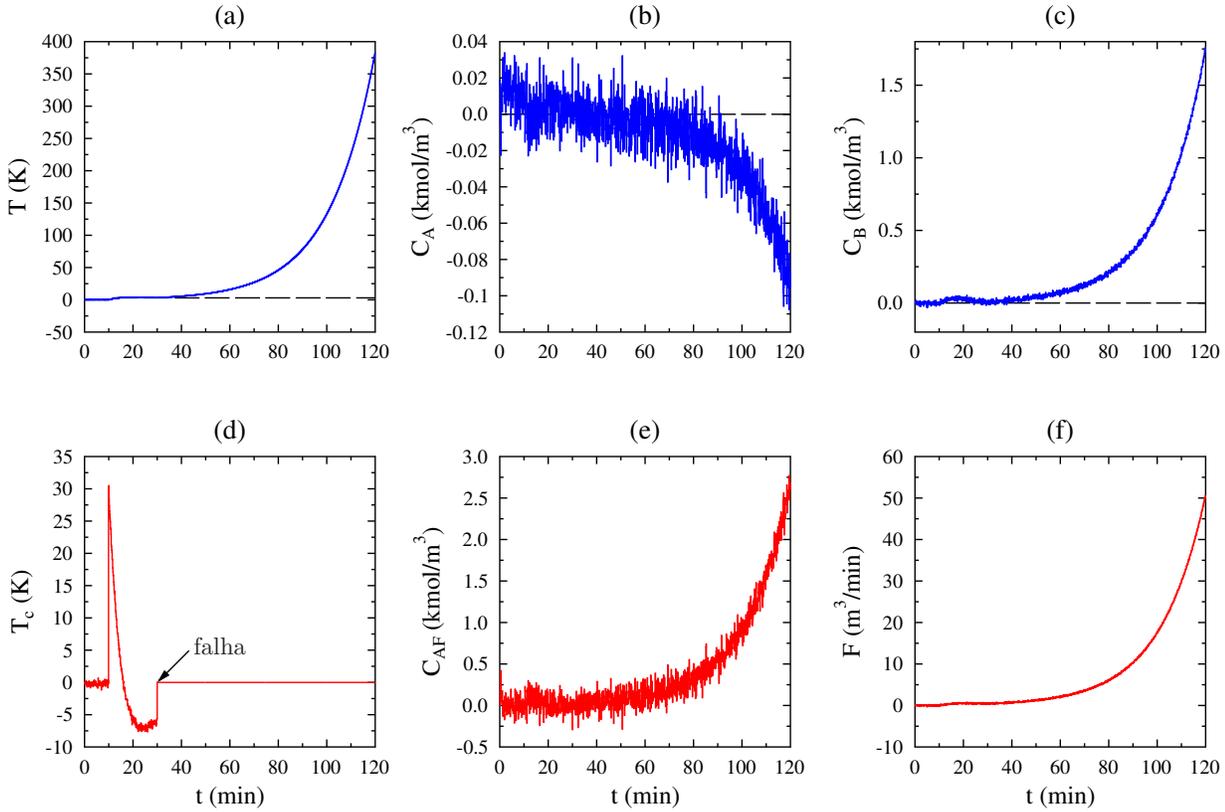


Figura 3.11: Simulação do reator CSTR não-isotérmico com falha em T_c no instante $t = 25$ min.

$$B_p = \begin{pmatrix} 0 & 0,0099221 & 0,0111481 \\ 0 & 0,0000281 & -0,0111680 \\ 0 & 0,0003892 & -0,0196428 \end{pmatrix} \quad (3.51)$$

Perde-se, assim, a estrutura que garante a estabilidade do processo. Deste modo, o sistema

começa a operar em malha aberta para o primeiro pareamento de variáveis tornando o sistema instável.

Projeto do atuador virtual infinito

O controle reconfigurável projetado para a retomada da estabilidade do processo foi baseado em um atuador virtual com horizonte infinito e malha interna estabilizadora para os modos instáveis do processo. As matrizes de peso Q_{mi} e R_{mi} para a malha interna foram selecionadas de acordo com os pesos descritos na Equação 3.52.

$$Q_{mi} = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix} \quad R_{mi} = \begin{pmatrix} 0,5 & 0 & 0 \\ 0 & 0,5 & 0 \\ 0 & 0 & 0,5 \end{pmatrix} \quad (3.52)$$

A seleção do ganho de realimentação M (Equação 3.53) para a malha interna com base nas matrizes Q_{mi} e R_{mi} foi desenvolvido de acordo com a estratégia de controle ótimo LQR para que o polos do sistema em malha fechada sejam posicionados dentro do círculo unitário.

$$M = \begin{pmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 4,0153 & 0,0143 & 1,7686 \\ 0,9003 & -0,6250 & -0,2076 \end{pmatrix} \quad (3.53)$$

Observa-se que a primeira linha da matriz M é nula pois o bloqueio do atuador já é considerado na sua construção. Com o ganho de realimentação pode-se calcular os polos posicionados pela malha interna estabilizadora sendo $A_{\Delta} = (A - B_p M)$:

$$A_{\Delta} = \begin{pmatrix} 0,9345 & 0,0068 & -0,0167 \\ 0,0155 & 0,9830 & -0,0008 \\ 0,0938 & -0,0122 & 1,0031 \end{pmatrix} \quad (3.54)$$

A análise dos polos na matriz A_{Δ} indica que a malha interna é capaz de re-estabilizar o processo com falha no primeiro atuador, trazendo os polos para dentro do círculo unitário. Com o efeito desestabilizador da falha resolvido, resta agora configurar a malha externa do atuador virtual para garantia de performance do controle reconfigurável.

$$\text{Polos malha interna} = \begin{pmatrix} 0,968 + 0,017i \\ 0,968 - 0,017i \\ 0,985 \end{pmatrix} \quad (3.55)$$

Optou-se por um atuador virtual com um horizonte para o primeiro modo igual 20 instantes ($N_v = 20$). Os pesos nos estados do modelo desvio (Q_v) e os pesos nos atuadores redundantes (R_v) foram selecionados de acordo com a Equação 3.56,

$$Q_v = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix} \quad R_v = \begin{pmatrix} 0,05 & 0 & 0 \\ 0 & 0,05 & 0 \\ 0 & 0 & 0,05 \end{pmatrix} \quad (3.56)$$

A matriz Q_{∞} apresentada na Equação 3.57 foi obtida pela solução da equação de Lyapunov (Equação 3.36) utilizando a rotina **lyap** para o caso discreto a partir do *software* Scilab.

$$Q_{\infty} = \begin{pmatrix} 203,7 & 0,579 & 89,99 \\ 0,579 & 40,42 & -6,231 \\ 89,99 & -6,231 & 59,47 \end{pmatrix} \quad (3.57)$$

Reconfiguração com malha interna sem restrições

Os resultados para o atuador virtual com horizonte infinito são mostrados na Figura 3.12. Diante da falha, cabe ao atuador virtual com horizonte infinito estabilizar o sistema a partir das

duas variáveis manipuladas restantes (C_{AF} e F). De acordo com as Figuras 3.12 (e) e (f) percebe-se que o sinal gerado pelo atuado virtual (u_p – linha em vermelho) para essas variáveis é capaz de retomar a estabilidade e o desempenho parcial do sistema.

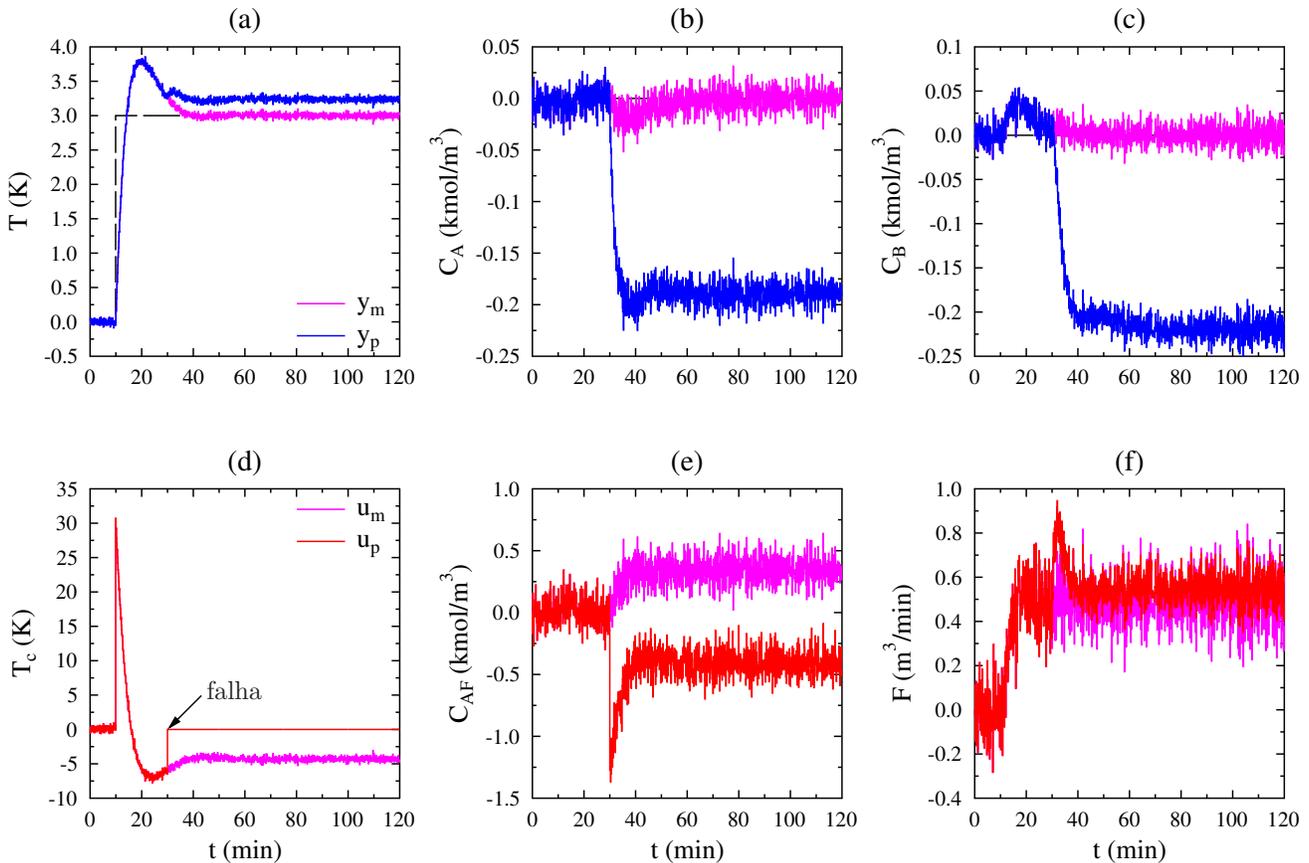


Figura 3.12: Reconfiguração do reator CSTR não-isotérmico sem restrições.

O sistema mesmo sem o primeiro atuador se mantém estável ao custo de pequenos desvios em relação às variáveis controladas como observado nos gráficos das Figuras 3.12 (a – c). Estes desvios ocorrem pois o sistema com apenas duas variáveis manipuladas não é capaz de seguir, completamente, todas as três referências. Porém, como uma falha grave está afetando a estabilidade do sistema, esse desvio deve ser tolerado.

Observa-se ainda a capacidade da estratégia de controle reconfigurável em esconder a falha do controlador enviando um sinal reconstruído (y_m). Assim, as malhas de controle nominal mantêm-se operacionais enquanto a reestruturação da estratégia de controle é efetuada.

Reconfiguração com malha interna com restrições

O cenário com reconfiguração em conjunto com restrições ativas nas redundâncias funcionais do sistema é apresentado na Figura 3.13.

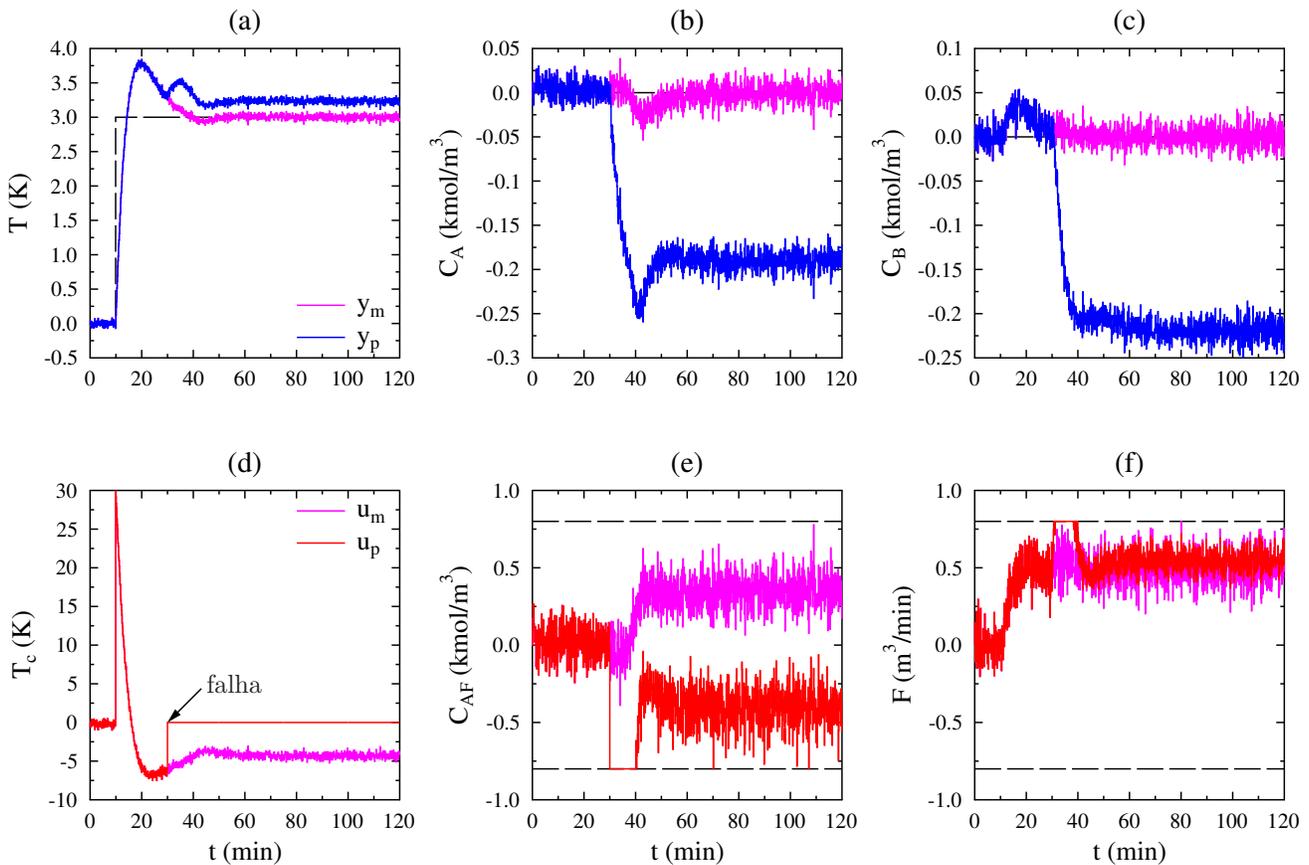


Figura 3.13: Reconfiguração do reator CSTR não-isotérmico com consideração de restrições .

Embora a malha interna, baseada no cálculo da matriz M , seja suficiente para estabilizar o sistema

com falha, o uso do atuador virtual com horizonte móvel se justifica pela sua capacidade de lidar com as restrições do processo.

Para simular tal cenário, restrições nas variáveis manipuladas utilizadas na reconfiguração foram impostas para C_{AF} e F , respectivamente. Os resultados, apresentados na Figura 3.13, demonstram que o atuador virtual com horizonte infinito também é capaz de lidar com essas restrições para o cenário proposto e que as restrições ativas, observadas nas Figuras 3.13 (e) e (f), são consideradas de forma satisfatória pelo algoritmo de programação quadrática.

3.4 Consideração sobre falhas fora do ponto de equilíbrio

A formulação do problema para o atuador virtual com horizonte móvel realizada até o momento não contempla sinais de falha resultantes de bloqueio de atuadores fora do seu ponto de equilíbrio. Isto, no entanto, limita consideravelmente a quantidade de cenários tratados pelo algoritmo de reconfiguração já que obviamente não se pode assegurar que o travamento de uma variável manipulada ocorra sempre no seu valor de estado estacionário. Assim, resume-se nessa seção as etapas necessárias para se atender tanto falhas com bloqueio no ponto de equilíbrio quanto falhas que estejam fora do ponto de equilíbrio (bloqueada em outros valores de estado estacionário) do processo.

A falha no atuador fora do ponto de equilíbrio é traduzida para o modelo como um sinal constante somado ao sistema linear transformando-o em um sistema afim (RICHTER, 2011). Portanto, seja $\Lambda \in \mathbf{R}^{n_A}$ o subconjunto de atuadores com falhas na planta e \tilde{u}_F o vetor que contempla os valores de bloqueio das respectivas variáveis de entrada. Representa-se o modelo da planta com falhas da seguinte forma:

$$x_p(k+1) = Ax_p(k) + B_m u_m(k) - [B_p u_p(k) + B_s \tilde{u}_F] \quad (3.58)$$

para,

$$B_s \times \tilde{u}_F = \sum_{j \in \Lambda} b_j \tilde{u}_{Fj} \quad (3.59)$$

Na Equação 3.59, b_j representa a j -ésima coluna da matriz de entradas B_p do atuador com falha correspondente (\tilde{u}_{Fj}). As colunas dos atuadores representadas em b_j são agrupadas na matriz $B_s \in \mathbf{R}^{n_x \cdot N_v \times n_\Lambda \cdot N_v}$. Nota-se ainda que $\tilde{u}_F \in \mathbf{R}^{n_\Lambda}$ é um vetor fixo a não ser que os valores dos pontos de bloqueio dos atuadores em falha tenham variações em função tempo. Portanto, a equação que prediz o desvio da planta em relação ao estado nominal, considerando o termo de falha fora do equilíbrio, deve ser reescrita conforme a Equação 3.60,

$$X_\Delta = Fx_\Delta(k|k) + \Gamma_{\Delta m} U_m - [\Gamma_p U_p + \Gamma_s \tilde{U}_F] \quad (3.60)$$

com a matriz $\Gamma_s \in \mathbf{R}^{n_x \cdot N_v \times n_\Lambda \cdot N_v}$ definida de acordo com a Equação 3.61,

$$\Gamma_s = \begin{pmatrix} B_s & 0 & \cdots & 0 \\ AB_s & B_s & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ A^{N-1}B_s & A^{N-2}B_s & \cdots & B_s \end{pmatrix} \quad (3.61)$$

Deste modo, seguindo o mesmo raciocínio empregado na formulação do problema de programação quadrática para o método do atuador virtual (Equação 3.14) e sabendo que a variável de decisão do problema de otimização é independente de $\tilde{U}_F \in \mathbf{R}^{n_\Lambda \times N_v}$ pode-se incorporar as falhas fora do ponto de equilíbrio modificando o gradiente demonstrado na Equação 3.17, como apresentado na Equação 3.62,

$$g = -2\Gamma_p^T \bar{Q}_v \left(Fx_{\Delta k|k} + \Gamma_m U_m - \Gamma_s \tilde{U}_F \right) \quad (3.62)$$

Desta forma, observa-se que o termo adicionado pelo bloqueio do atuador é verificado somente na resposta livre do sistema e não influencia na matriz hessiana H para o cálculo dos graus de liberdade do sistema. Como o cálculo da resposta livre é feita em linha (*online*), a estratégia contempla inclusive situações com variações no valor da posição de bloqueio durante o período de reconfiguração para um cenário em que o atuador sofra alterações nos pontos de falha.

3.5 Inclusão de ação integral

A inclusão de ação integral considera o tratamento de perturbações aditivas para um sinal $d(k)$ não conhecido como apresentada na Equação 3.63. Tais perturbações, comuns ao problema de controle, podem aparecer na forma de erro causado pelas hipóteses simplificadoras do modelo e variáveis não medidas agindo no processo. Um exemplo de perturbação gerada por inconsistência no modelo de predição do desvio entre a planta e seu estado nominal consiste na consideração do sinal do controlador fixo no futuro.

O sinal de perturbação desconhecido acaba não sendo incluído na etapa de predição do sistema regulador representado pelo atuador virtual e, portanto, a entrada calculada pelo bloco reconfigurador irá produzir um desvio permanente entre a planta e seu comportamento nominal em estado estacionário, ou seja, o estado desvio x_{Δ} atinge um valor constante e não alcança o equilíbrio (origem) do sistema.

$$x_{\Delta}(k+1) = Ax_{\Delta}(k) + B_m u_m(k) - B_p u_p(k) + Dd(k) \quad (3.63)$$

Uma maneira simples e eficiente para remoção do desvio permanente consiste na utilização de um observador em malha aberta para o estado x_Δ . O observador em malha aberta é implementado a partir da inclusão de um novo estado $x_i \in \mathbf{R}^{n_i}$ considerado constante e somado ao termo $C_i x_\Delta(k)$ (Equação 3.64) para $C_i \in \mathbf{R}^{n_i \times n_x}$.

$$x_i(k+1) = x_i(k) + C_i x_\Delta(k) \quad (3.64)$$

Atribui-se, dessa forma, estados na forma de integradores no modelo de predição da planta que também são estabilizados a partir da realimentação do processo, agora descrito pelo vetor estendido $x_e(k) = [x_\Delta(k) \quad x_i(k+1)]^T$, de acordo com a Equação 3.65.

$$x_e(k+1) = \underbrace{\begin{pmatrix} A & 0 \\ C_i & I \end{pmatrix}}_{A_e} x_e(k) - \underbrace{\begin{pmatrix} B_p \\ 0 \end{pmatrix}}_{B_{pe}} u_p(k) + \underbrace{\begin{pmatrix} B_m \\ 0 \end{pmatrix}}_{B_{me}} u_m(k) \quad (3.65)$$

reescrito na forma compacta para o estado estendido $x_e \in \mathbf{R}^{n_x+n_i}$ de acordo com a Equação 3.66,

$$x_e(k+1) = A_e x_e(k) - B_{pe} u_p(k) + B_{me} u_m(k) \quad (3.66)$$

Obviamente, retomar o estado nominal para todas as variáveis da planta (reconfiguração completa) pode ser impraticável se existem perdas de atuadores. Portanto, deve-se designar uma lista de importância à eliminação do erro em estado estacionário por meio da matriz C_i . A seleção de prioridade é essencial para o método baseado no atuador virtual como forma de averiguar e assegurar a estabilizabilidade e controlabilidade da planta. Essa distinção é armazenada na matriz C_i que possui dimensão igual ao número de variáveis para o qual é possível se estabelecer essa

retomada para o estado nominal no estado estacionário. Nota-se que se o sistema for estabilizável para $C_i = C$ então a reconfiguração completa da planta pode ser atingida. O estado x_e é regulado com o mesmo procedimento de otimização apresentado para o atuador virtual finito, considerando as matrizes de estado aumentado na função objetivo (Equação 3.67). Além disso, observa-se que N_v pode ser considerado infinito sem perda de generalidade do problema.

$$J = \sum_{k=1}^{N_v} x_e^T(k) Q_e x_e(k) + u_p^T(k) R_v u_p(k) \quad (3.67)$$

para,

$$Q_e = \begin{pmatrix} Q_v & 0 \\ 0 & Q_i \end{pmatrix} \quad (3.68)$$

na qual define-se a matriz de pesos para os estados integradores adicionados ao estado x_Δ como $Q_i \in \mathbf{R}^{n_i \times n_i}$.

Nesse caso, a trajetória de controle para o problema do atuador virtual considerando o caso sem restrições calculado pelo bloco reconfigurador se modifica para inclusão do estado aumentado x_e , tal que,

$$u_p^*(k) = [M | M_i] x_e(k) \quad (3.69)$$

Assim, o valor das variáveis selecionadas pela matriz C_i possuem um desvio permanente nulo para $k \rightarrow \infty$, ou seja, $C_i x_\Delta(k) \rightarrow 0$.

3.6 Discussões

A extensão da técnica baseada em atuadores virtuais para a compensação dos efeitos de falha em um processo com mau funcionamento em suas variáveis de entrada foi apresentada neste capítulo. A extensão fundamentada em um horizonte móvel, permite que técnicas motivadas pelo controle ótimo e preditivo sejam utilizadas no algoritmo de controle reconfigurável. Desta forma, a descrição do atuador virtual em um problema ótimo permite que características como os limites das redundâncias funcionais e físicas do processo sejam consideradas.

Foi demonstrado, a partir de um exemplo ilustrativo (Seção 3.2.3) que a compensação da falha no laço de controle aumenta a demanda nos atuadores remanescentes. Deste modo, a consideração de um atuador virtual baseado em um problema de otimização é adequado pois considera essas restrições de forma ativa no procedimento de reconfiguração. Além disso, também foi discutido o uso de um atuador virtual com horizonte infinito e suas implicações na garantia de estabilidade para o caso em que a dinâmica da planta é equivalente ao modelo que a representa.

A utilização desta estratégia em conjunto com uma malha interna estabilizadora foi apresentada em outro exemplo (Seção 3.3.4) para um reator não-isotérmico instável em malha aberta. Também foram discutidos o uso de integradores para reestabelecimento do desempenho nominal em regime permanente e a generalização dos modelos de falhas com bloqueio do atuador para locais fora do regime de operação. Desta forma, amplia-se o uso do atuador virtual com horizonte móvel para falhas diversas encontradas em processos químicos industriais. Cabe ressaltar, que a solução do problema de programação quadrática (QP) para ambos os casos, problemas com horizonte finito ou infinito, representa um impacto no gasto computacional em relação as técnicas apresentadas em Steffen (2005) e Richter (2011). Ainda assim, considera-se essa demanda computacional mínima devido a grande eficiência dos pacotes computacionais disponíveis para solução do problema QP.

Capítulo 4

Sistema experimental de neutralização

O sistema de controle de pH é um estudo de caso bastante utilizado no desenvolvimento de novas estratégias de controle e são estruturas usualmente encontradas na indústria de processos químicos e bioquímicos. Assim, além de sua importância no contexto industrial, estes sistemas apresentam vários desafios ao projeto de malhas de controle e identificação de modelos (SILVA, 2009; STEBEL; METZGER, 2012; SILVA et al., 2012; KUMBASAR et al., 2012).

Uma situação muito explorada como estudo de caso inclui a neutralização de um ácido forte com uma base forte na presença de uma substância tamponante (*buffer*) (Figura 4.1). Nesse caso, a dinâmica do processo exibe um comportamento complexo devido à alta não linearidade estática da variável de saída (pH) em relação às condições operacionais do sistema. O processo, com pouca ou sem a presença da espécie tamponante, apresenta três regiões distintas de ganho estático.

Existe, portanto, uma característica dinâmica predominantemente linear seguida de uma não linearidade estática representada pela diferença de ganho nas regiões observadas na Figura 4.1. Na faixa intermediária (em torno de pH 7) o ganho relativo referente a variável controlada pode chegar a um valor muito superior quando comparado ao valor do ganho nas faixas inferiores e superiores do processo. Deste modo, a diferença no ganho relacionado aos regimes de operação permite decompor o modelo do sistema de pH.

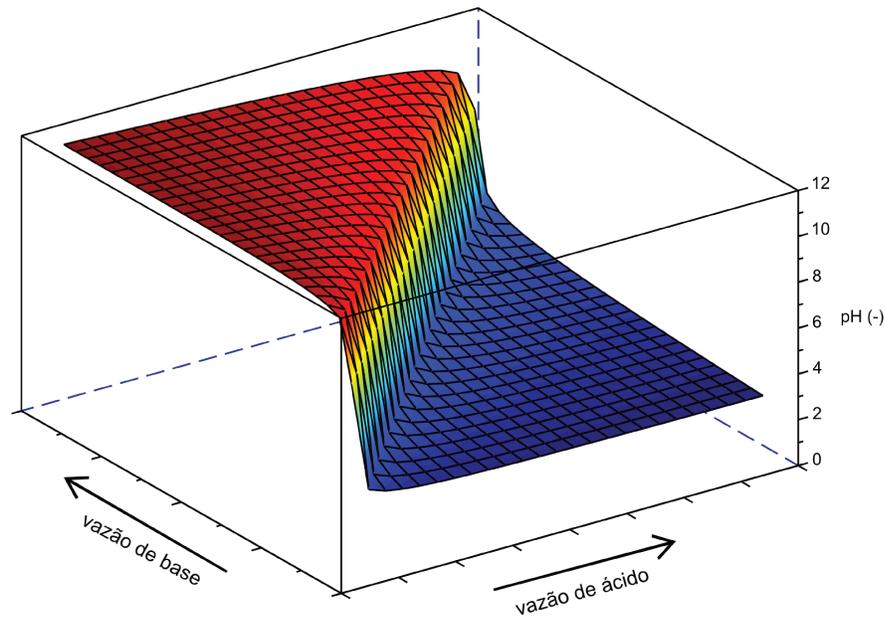


Figura 4.1: Mapeamento estático característico em processos com controle de pH.

4.1 Caracterização do aparato experimental

O processo de neutralização proposto para avaliação empírica das técnicas expostas nessa tese, cuja ilustração do projeto é apresentada na Figura 4.2, teve sua concepção fundamentada na experiência do grupo de pesquisa no qual o sistema de neutralização apresentado no trabalho de Costa (2010) foi completamente reestruturado.

Neste novo processo (Figura 4.3), foram adicionadas uma linha extra de ácido e uma linha de alimentação da espécie tamponante de baixa vazão. Todas as bombas foram substituídas por equipamentos mais precisos e com vazões menores e a instrumentação inteiramente modificada com a substituição da rede industrial (*Fieldbus*) por um CLP (Controlador Lógico Programável) dedicado de alto desempenho e uso de malhas de controle de vazão para as linhas de alimentação.

O diagrama de instrumentação do processo estudado é apresentado na Figura 4.4. Em seguida,

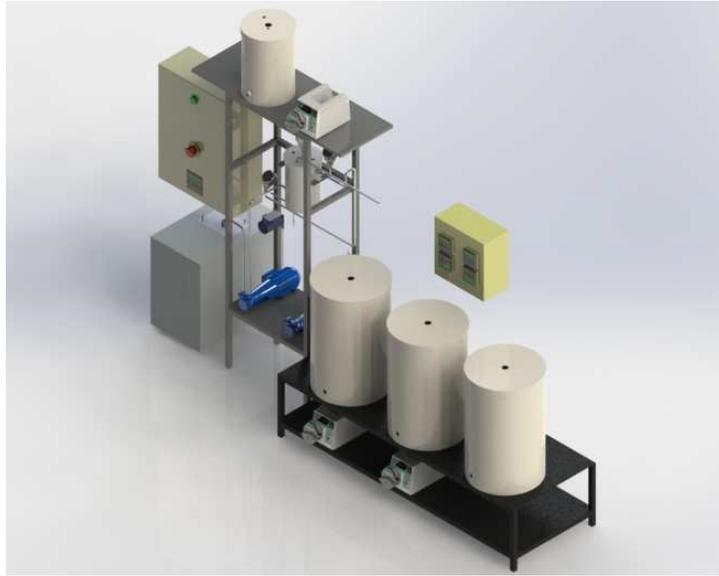


Figura 4.2: Projeto do processo experimental de neutralização.



Figura 4.3: Processo experimental de neutralização.

são descritos os elementos que compõem o processo utilizado nesse trabalho para a avaliação das estruturas de controle tolerante.

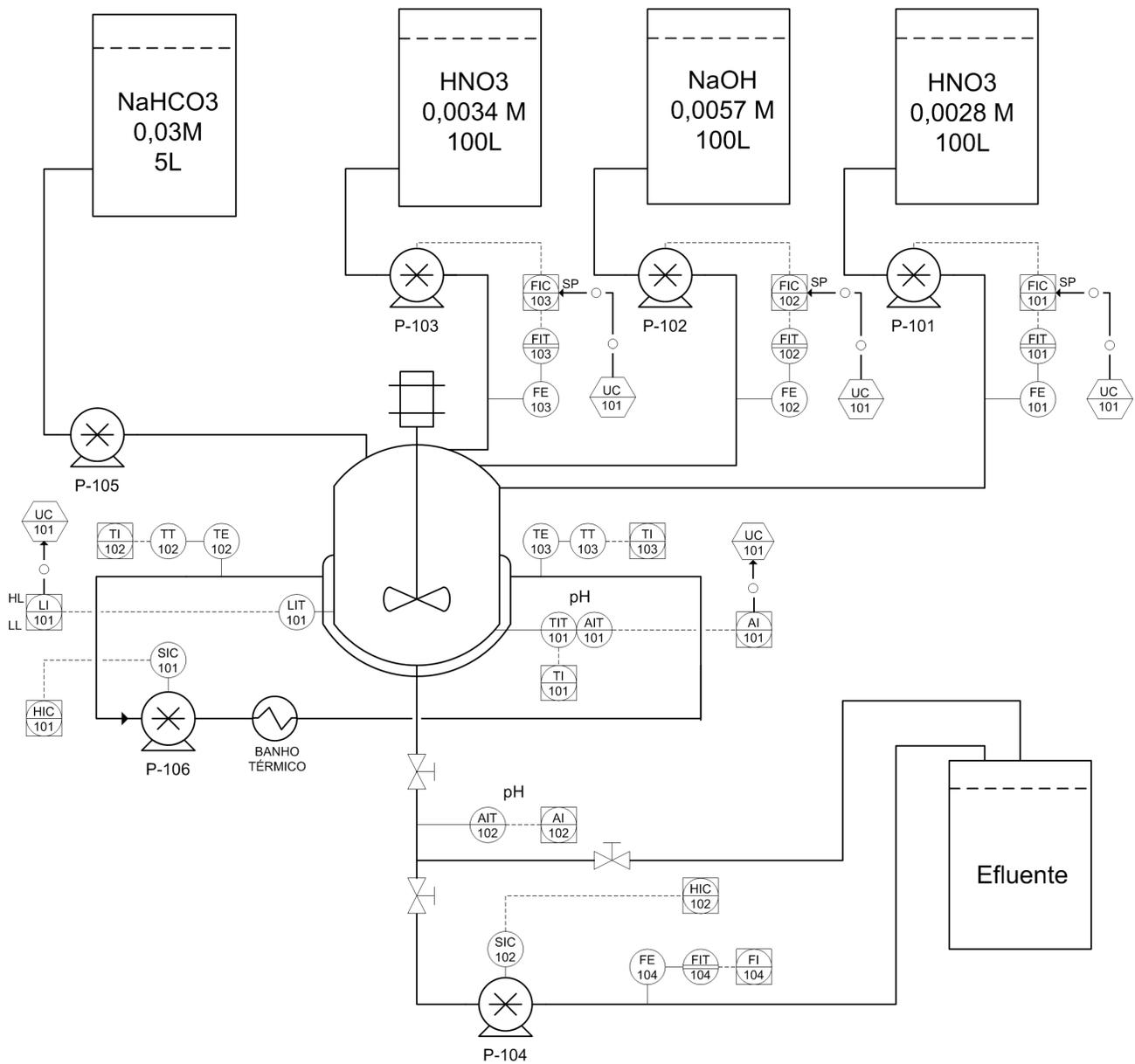


Figura 4.4: Diagrama de instrumentação do sistema de neutralização.

4.1.1 Sistema de alimentação

A alimentação do reator (Figura 4.5) é feita por três correntes com vazões controladas, sendo uma corrente com solução básica e duas correntes com soluções ácidas. Há ainda uma quarta corrente não passível de atuação, formada por uma solução tamponante (*buffer*). As soluções diluídas de ácido e base utilizadas nas correntes controladas são provenientes de três tanques com

100 L de capacidade. A solução tampão, alimentada a uma vazão menor, é armazenada em um tanque menor, com 5 L de capacidade. O primeiro tanque possui solução de ácido nítrico (HNO_3) com concentração 0,0034 M. O segundo tanque é carregado com solução básica (NaOH) com concentração 0,0057 M, enquanto o terceiro tanque possui solução com o mesmo ácido a uma concentração 0,0028 M. No quarto tanque armazena-se uma solução de bicarbonato de sódio (NaHCO_3) com concentração 0,03 M.



Figura 4.5: Visão superior do reator de neutralização.

Estas concentrações, resumidas na Tabela 4.1, foram preparadas a partir de soluções concentradas (4 M) de suas respectivas espécies diluídas em 70 L de água proveniente do abastecimento público. A solução tampão foi preparada pela mistura de 12,6 g de bicarbonato de sódio (NaHCO_3 P.A.) em 5 L de água destilada.

As vazões das correntes são controladas utilizando bombas com acoplamento magnético marca *Coleparmer*. As bombas são formadas por cabeçotes (modelos *Micropump* – RZ-73004: **P-101** e

Tabela 4.1: Correntes de alimentação do sistema.

Espécie	Nome	Localização	Concentração
HNO ₃	ácido nítrico #1	corrente 1	0,0028 M
NaOH	hidróxido de sódio	corrente 2	0,0057 M
HNO ₃	ácido nítrico #2	corrente 3	0,0034 M
NaHCO ₃	bicarbonato de sódio	corrente 4	0,03 M

P-102 e modelo *Micropump* – 1800-00: **P-103**) acoplados magneticamente aos motores (modelos RZ-75211-55 e 000-336) atuados por sinal analógico externo padrão 4-20 mA. A solução tampão é adicionada por uma bomba peristáltica (**P-105**, modelo Masterflex 7014-52) de baixa vazão com rotação selecionada manualmente por um potenciômetro (Figura 4.7).



Figura 4.6: Bombas para alimentação dos reagentes: (a) modelo das bombas P-101 e P102; (b) modelo da bomba P-103.



Figura 4.7: Bomba P-105 de baixa vazão para alimentação de NaHCO₃.

As três linhas de alimentação dos ácidos e base têm sua vazão controlada por um controla-

dor PID (Proporcional Integral e Derivativo). As vazões são medidas por elementos sensores do tipo deslocamento positivo (Figura 4.8), modelos *Signet 2507-2V* (**FE-101**, **FE-102**, **FE-103**), conectados a transmissores modelo *Signet 8550-1* (**FIT-101**, **FIT-102**) e modelo *Signet 9010 Intelek-Pro* (**FIT-103**). Esses transmissores recebem um sinal em pulsos dos sensores de vazão e o transformam em sinal padrão (4-20 mA) enviado ao CLP.

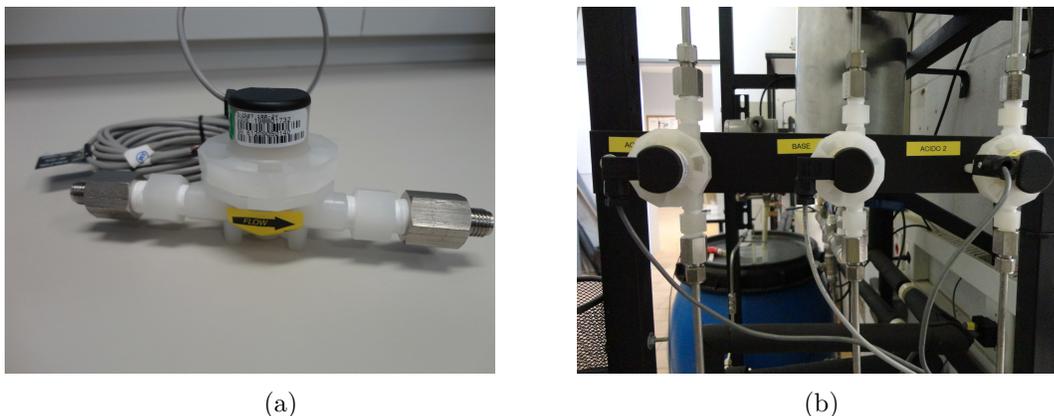


Figura 4.8: Sensores de vazão: (a) sensor de vazão *Signet 2507-2V* em detalhe; (b) sensores de vazão instalados nas linhas de alimentação.

4.1.2 Reator de neutralização

Essas três correntes em conjunto com a solução tampão são alimentadas a um reator cilíndrico encamisado, construído em aço inox, com 6 L de capacidade nominal (Tabela 4.2). As correntes são misturadas no reator com a ajuda de um agitador mecânico.

Tabela 4.2: Dimensões do reator de neutralização.

Variável	Descrição	Valor
h	altura	30 cm
A_b	área da base	201,06 cm ²
V	volume	6032 cm ³

O pH da mistura é medido por um sensor imerso no reator e conectado a um transmissor

e indicador de pH (**AIT-101**), marca *Mettler Toledo*, modelo *M-300*, situado no painel principal do sistema (Figura 4.9) . O sensor de pH consiste em um eletrodo industrial, modelo *Inpro (3250/ISG/D/325)*, de haste longa (325 mm de comprimento) para permitir melhor acesso considerando a altura do reator. A leitura do nível (**LT-101**) é feita a partir de um sensor de pressão absoluta, marca *Smar*, modelo *LD-301*, posicionado na base do reator.



(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 4.9: Sensores e transmissores de nível e pH):(a) Sonda para medição de pH (Inpro 3250); (b) Transmissor de nível (LD-301); (c) Transmissor de pH (M-300); (d) Entradas do transmissor M-300 em detalhe.

4.1.3 Linha de Resfriamento

A temperatura do meio reacional é medida dentro do reator por meio de um sensor de temperatura integrado à sonda de pH. Uma linha de resfriamento e aquecimento foi instalada na camisa

do reator. Esta, por sua vez, tem o propósito de manutenção da temperatura do reator ao longo dos experimentos quando mudanças bruscas de temperatura no ambiente forem observadas. O resfriamento ou aquecimento é feito pela passagem do fluido de utilidade (propilenoglicol) pela camisa do reator a uma temperatura constante, controlada por um banho térmico. A passagem de líquido é realizada por uma bomba de deslocamento positivo (*RZR-500*), que está conectada ao banho térmico e à linha de resfriamento. O motor da bomba está interligado a um inversor de frequência (marca *Danfoss* modelo *Microdrive*) permitindo a variação de sua rotação. A linha de resfriamento encontra-se em um ciclo fechado, isto é, o propilenoglicol flui pela camisa proporcionando o resfriamento ou aquecimento do conteúdo do reator e retorna ao banho térmico que mantém o propilenoglicol a uma temperatura constante, sendo que sua temperatura é monitorada por sensores (Figura 4.10) tipo termorresistência de platina (Pt-100) em dois pontos localizados na entrada e saída da camisa do reator.



(a)



(b)

Figura 4.10: Sensores de temperatura instalados na linha de resfriamento do processo: (a) transmissor TX-Block (4-20 mA); (b) sensor tipo termorresistência de platina (Pt-100).

4.1.4 Efluente do reator

O efluente do reator é continuamente armazenado durante os experimentos em um recipiente de 200 L no qual aguarda tratamento antes de ser liberado. A saída do reator foi projetada de

modo a permitir o escoamento do líquido por gravidade ou bombeamento. A configuração é feita a partir de válvulas manuais. No escoamento por gravidade, as malhas de controle (nível e pH) encontram-se altamente acopladas pois ambas são controladas pelas correntes de entrada do reator. Pode-se citar, como exemplo, uma perturbação na referência (*setpoint*) da malha de controle de nível que implica na alteração da vazão de entrada do ácido ou da base e, por sua vez, perturba o pH na mistura.

O escoamento impelido por uma bomba posicionada na saída do reator, no entanto, adiciona um grau de liberdade ao processo (atuação da bomba) e permite desacoplar as malhas de nível e pH simplificando significativamente o controle multivariável. Uma bomba de deslocamento positivo (modelo RZR-500) que tem sua rotação controlada por um inversor de frequência (modelo VLT 2800, marca *Danfoss*) é responsável por retirar o líquido contido no reator. A linha de saída possui um sensor de vazão do tipo deslocamento positivo **FE-104**, modelo *Signet GF-2502* (Figura 4.11), conectado a um transmissor *Signet 9010*.



Figura 4.11: Sensor de vazão FE-104 (Signet GF-2502) conectado na linha de saída do reator.

4.1.5 Painéis de instrumentação

Os painéis de instrumentação foram projetados com o propósito de proteger os sistemas eletrônicos mais sensíveis e promover a melhor organização do cabeamento destinado aos equipamentos do processo.

O painel principal, mostrado na Figura 4.12, foi aparelhado com o controlador lógico programável (CLP), os dois inversores de frequência, um transmissor de pH, marca *Hanna* (não utilizado nesse trabalho) e um transmissor de pH, marca *Mettler Toledo*, fixado na cobertura frontal do painel. Duas fontes (12 V) foram instaladas para a alimentação do CLP e demais dispositivos do painel. No painel auxiliar (Figura 4.13) foram posicionados os quatro transmissores de vazão do processo.

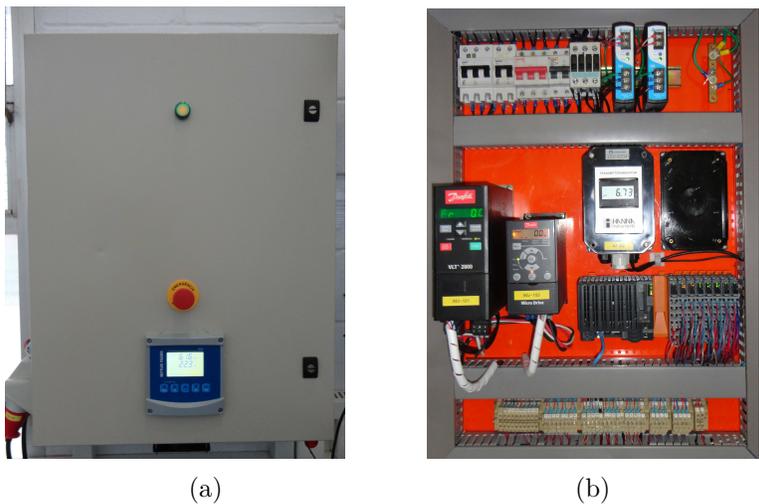


Figura 4.12: Painel principal de instrumentação: (a) cobertura frontal do painel principal; (b) visão interna do painel principal.



Figura 4.13: Painel auxiliar de instrumentação: (a) cobertura frontal do painel auxiliar; (b) transmissor de vazão (*Signet 8550-1*) em detalhe.

4.2 Sistema de controle e aquisição

O sistema de controle é baseado em um CLP, marca B&R, modelo CP-X20-1485 (Figura 4.14), com processador Celeron de 400 MHz. Esta configuração de alto desempenho possibilita a implementação de tarefas avançadas de controle que não são praticáveis em um CLP de menor capacidade.



Figura 4.14: Controlador lógico programável B&R modelo CP-X20-1485 .

Este modelo de CLP admite a escolha do uso de uma linguagem de programação dentre as cinco linguagens que estão de acordo com a norma IEC-61131 (*Ladder*, blocos de função, texto estruturado, listas de instrução e gráficos de funções sequenciais) em conjunto com as linguagens *Automation Basic* e ANSI C. Esta variedade de linguagens é interessante, pois permite tanto a escolha de linguagens predominantes no ambiente industrial como a linguagem *Ladder* e SFC (gráficos de funções sequenciais, na sigla em inglês), quanto a escolha de linguagens que facilitam a implementação de lógicas de controle mais complexas, como o ANSI C e o texto estruturado.

A programação do CLP é feita a partir do *software Automation Studio 3.9* (Figura 4.15). Este *software* de interface é responsável por toda a programação, configuração e manutenção do CLP, incluindo a configuração dos módulos de entradas e saídas do controlador, implementação de rotinas e definição de seus ciclos, além do diagnóstico do sistema.

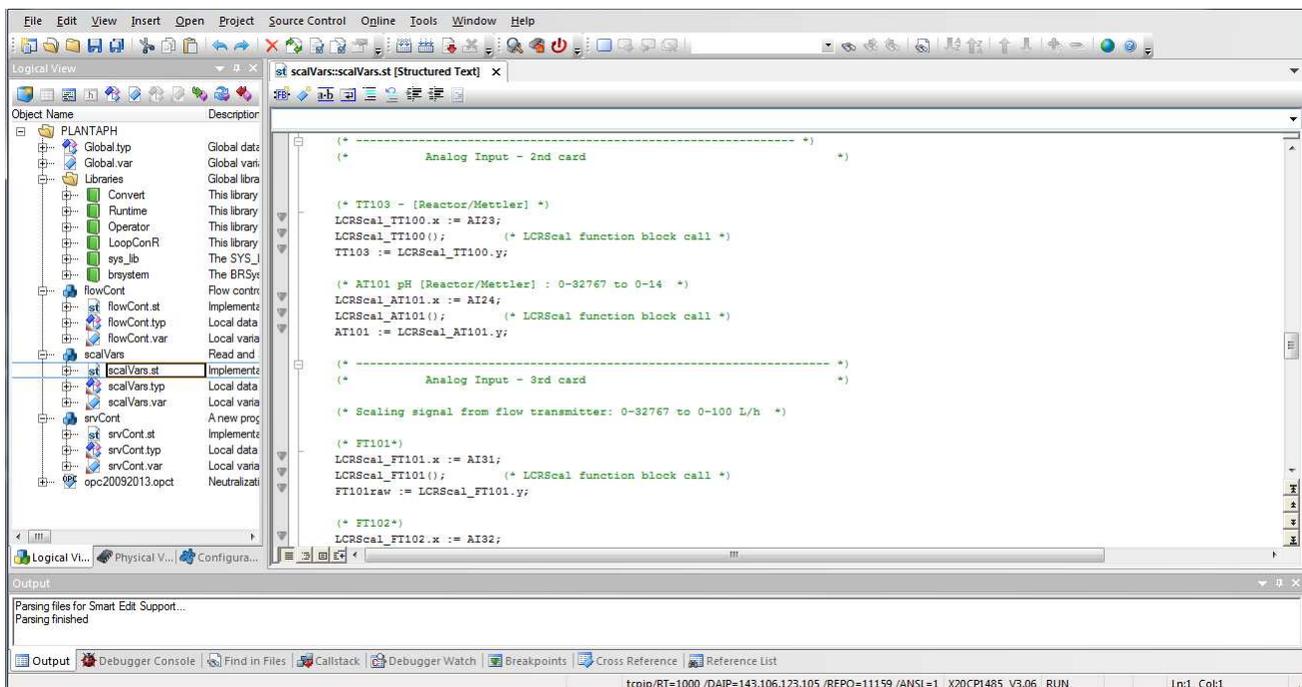


Figura 4.15: Interface do *software* Automation Studio 3.9 para comunicação e programação do CLP.

4.2.1 Programação do CLP

A linguagem escolhida para programação do CLP foi o texto estruturado. Optou-se pelo uso desta linguagem por ser textual, de fácil compreensão e por permitir o uso de operadores matemáticos, vetores e funções. Os programas são separados em três seções: **INIT**, **CYCLIC** e **EXIT**. A seção **INIT** contém instruções de inicialização do programa. No corpo definido pela seção **CYCLIC**, consideram-se as rotinas que serão aplicadas ciclicamente pelo CLP, por exemplo, cálculos relacionados a leitura de sensores e atuação das variáveis manipuladas. A seção **EXIT** permite executar tarefas acionadas quando uma rotina é terminada. O Código 4.2.1 ilustra a programação do CLP com código em texto estruturado para o cálculo do nível do reator em percentagem a partir do sinal digital proveniente da entrada analógica. As rotinas completas implementadas no CLP encontram-se no Apêndice B.

Código 4.2.1. Cálculo do valor do nível do reator em porcentagem (0-100% do valor medido) a partir do sinal digital em bits (0-32767 bits).

```

1 PROGRAM _INIT (* Init Program *)
2     (* Parameters *)
3     LCRScal_LT101.x1 := 0;
4     LCRScal_LT101.y1 := 0;
5     LCRScal_LT101.x2 := 32767;
6     LCRScal_LT101.y2 := 100;
7 END_PROGRAM
8 PROGRAM _CYCLIC
9     (* Scaling signal *)
10    LCRScal_LT101.x := AI14;
11    LCRScal_LT101(); (* LCRScal function block call *)
12    LT101 := LCRScal_LT101.y;
13 END_PROGRAM

```

As tarefas ou rotinas podem ser programadas para trabalharem simultaneamente (mesmo ciclo) ou em tempos de ciclo distintos, como demonstrado na Figura 4.16.

Object Name	Version	Transfer ...	Size (bytes)	Source	Source File	Description
CPU						
Cyclic #1 - [10 ms]						
Cyclic #2 - [20 ms]						
Cyclic #3 - [50 ms]						
Cyclic #4 - [100 ms]						
scalVars	1.00.0	UserROM	4620	scalVars	\Cpu.sw	Read and Scale variables
Cyclic #5 - [200 ms]						
flowCont	1.00.0	UserROM	4376	flowCont	\Cpu.sw	Flow controllers definition
Cyclic #6 - [500 ms]						
Cyclic #7 - [1000 ms]						
Cyclic #8 - [10 ms]						

Figura 4.16: Definição de ciclos para as tarefas do controlador lógico programável.

Assim, cálculos complexos e que exigem maior capacidade de processamento são agrupadas em ciclos mais longos e rotinas simples em ciclos mais rápidos. A importância da seleção dos ciclos é motivada pelo uso racional da capacidade computacional do CLP. Os ciclos mais rápidos possuem maior gasto computacional pois as rotinas são executadas com uma frequência maior. O gasto

computacional do CLP pode ser acompanhado por meio de gráficos em tempo real a partir do seu sistema de diagnóstico.

No caso de um consumo computacional superior ao suportado pelo sistema em uma condição no qual os ciclos não podem ser violados, o sistema automaticamente entra em *shutdown* até que a falha no sistema pelo consumo de processamento seja resolvida. A condição de *hard realtime* se refere ao estado no qual a violação do ciclo não é permitida, ou seja, gera uma falha. Existe uma opção para relaxamento dessa condição em que pequenas violações de tempo são toleradas (*soft realtime*). Nesse trabalho, optou-se por utilizar ciclos de tempo bem definidos assegurados pela condição de *hard realtime*.

4.2.2 Configuração dos cartões de entradas e saídas analógicas

A interface do CLP com o processo foi realizada a partir de entradas e saídas analógicas e digitais de acordo com a Figura 4.17. Foram utilizados três cartões para entradas analógicas (modelo AI-4622) com quatro canais, dois cartões com saídas analógicas (Modelo AO-4622) também para quatro canais e dois cartões para entradas digitais (Modelo DI-8371) e saídas (Modelo DO-8322) digitais com oito canais cada.

Slave Module	Slave Backplane	Connector	Description
IF6			
X20AO4622		ST1	4 Outputs ± 10 V / 0 to 20 mA
X20AO4622		ST2	4 Outputs ± 10 V / 0 to 20 mA
X20AI4622		ST3	4 Inputs ± 10 V / 0 to 20 mA
X20AI4622		ST4	4 Inputs ± 10 V / 0 to 20 mA
X20AI4622		ST5	4 Inputs ± 10 V / 0 to 20 mA
X20DO8322		ST6	8 Outputs 24 VDC / 0.5 A
X20DI8371		ST7	8 Digital Inputs 24 VDC, Sink, IEC 61131-2, Type 1
		ST8	

Figura 4.17: Topologia de cartões de entradas e saídas do CLP.

Entradas Analógicas

A relação de entradas analógicas dispostas em cada cartão é apresentada na Tabela 4.3. O sinal para as entradas analógicas foi configurado para o padrão 4-20 mA. Os transmissores de temperatura, nível do reator e pH (*Hanna*, inativo) foram ligados ao primeiro cartão e os inversores de frequência em conjunto com as saídas analógicas do transmissor de pH (*Mettler Toledo*) foram ligados no segundo cartão. No terceiro cartão de entradas analógicas foram conectados os quatro transmissores de vazão posicionados no painel auxiliar.

Tabela 4.3: Relação de entradas analógicas.

Cartão AI-1			
Canal	Sensor	Tag	Sinal
AI-11	Temperatura	TT-101	4-20 mA
AI-12	Temperatura	TT-102	4-20 mA
AI-13	Transmissor pH (<i>Hanna</i>)	AT-101	4-20 mA
AI-14	Nível do reator	LT-101	4-20 mA
Cartão AI-2			
Canal	Sensor	Tag	Sinal
AI-21	INV-101 (Potência P-105)	POT-105	4-20 mA
AI-22	INV-102 (Potência P-104)	POT-104	4-20 mA
AI-23	Temperatura (<i>M. Toledo</i>)	TT-103	4-20 mA
AI-24	Transmissor pH (<i>M. Toledo</i>)	AT-102	4-20 mA
Cartão AI-3			
Canal	Sensor	Tag	Sinal
AI-31	Vazão (<i>GF-2507-2V</i>)	FT-101	4-20 mA
AI-32	Vazão (<i>GF-2507-2V</i>)	FT-102	4-20 mA
AI-33	Vazão (<i>GF-2502</i>)	FT-103	4-20 mA
AI-34	Vazão (<i>GF-2502</i>)	FT-104	4-20 mA

Saídas Analógicas

Os sinais de saídas analógicas apresentados na Tabela 4.4 foram configurados para 0-20 mA. As saídas analógicas foram conectadas às bombas e inversores de frequência. Os três primeiros canais

das saídas analógicas do primeiro cartão foram utilizados para enviar sinais as bombas **P-101**, **P-102** e **P-103**. O segundo cartão teve seus dois primeiros canais conectados aos inversores de frequência para as bombas **P-104** e **P-106**.

Tabela 4.4: Relação de saídas analógicas.

Cartão AO-1			
Canal	Atuador	Tag	Sinal
AO-11	Bomba (linha de ácido 1)	P-101	0-20 mA
AO-12	Bomba (linha de base)	P-102	0-20 mA
AO-13	–	–	–
AO-14	Bomba (linha de ácido 2)	P-103	0-20 mA
Cartão AO-2			
Canal	Atuador	Tag	Sinal
AO-21	Bomba (linha de saída)	P-104	0-20 mA
AO-22	Bomba (linha de propileno)	P-106	0-20 mA
AO-23	–	–	–
AO-24	–	–	–

4.3 Implementação das malhas de vazão

4.3.1 Filtros digitais

Sensores de vazão possuem uma característica rápida em relação às demais constantes de tempo do processo, mas, geralmente, são contaminadas por ruído de alta frequência necessitando a implementação de filtros para atenuação do sinal medido. Filtros passa-baixa visam eliminar ou reduzir o ruído elétrico e interferências de alta frequência no processo, permitindo somente a passagem do sinal de interesse para o controlador.

O ruído caracterizado como sinal não-correlacionado de média zero (ruído branco) quando não considerado no projeto da malha de controle pode resultar em ações de controle contaminadas pelo sinal de alta frequência e gerar uma demanda desnecessária ao atuador já que este ruído não

pode ser controlado. No entanto, a implementação de um filtro sem a consideração da dinâmica resultante pode também gerar problemas a malha de controle. Apesar de eliminar o ruído, cada filtro adicionado a uma malha acrescenta uma dinâmica ao sinal. Desta forma, um conjunto de filtros mal projetados pode acrescentar um encadeamento de sinais que altera a característica real do processo, deixando-o desnecessariamente lento. Em geral, um filtro deve ser rápido, ou seja, possuir uma resposta ao degrau tão rápida quanto possível e não deve gerar uma sobre-elevação do sinal (*overshoot*).

Filtros digitais do tipo média móvel implementados no CLP foram utilizados para filtrar o sinal proveniente dos transmissores de vazão. A implementação do código para filtro no CLP é mostrado no Código 4.3.1. Embora os transmissores de vazão já tenham filtros atenuadores incorporados em seus circuitos, optou-se por implementar os filtros no CLP dando maior liberdade de configuração. Para que não ocorra sobreposição dos sinais dos filtros, houve a necessidade de desativá-los nos transmissores. Deste modo, somente os transmissores *Signet 8550-1* tiveram seu valor filtrado pelo CLP, pois não foi possível desativar a atenuação proveniente do transmissor *Signet 9010*.

Código 4.3.1. Implementação do filtro média móvel em texto estruturado.

```

1 PROGRAM _INIT (* Init Program *)
2     (* Moving average filter for flowrate values *)
3     filterLCRMavg_FT101.enable := TRUE;
4     filterLCRMavg_FT101.base  := 10;
5 END_PROGRAM (* Cyclic program *)
6 PROGRAM _CYCLIC
7     (* FILTERING FT101 *)
8     filterLCRMavg_FT101.x := FT101raw;
9     filterLCRMavg_FT101();           (* LCRMovAvgFilt function block call *)
10    FT101flt := filterLCRMavg_FT101.y;
11    FT101corr := 1.0585*FT101flt; (* calibration eq *)
12 END_PROGRAM

```

O ajuste do filtro é relacionado à constante “b” (base) na função de transferência apresentada na Equação 4.1, na qual, “b” denota o número de ciclos anteriores, relativos ao sinal medido

utilizados para compor a média dos sinais. A sintonia do filtro foi realizada de modo a se obter uma resposta com rápida aproximação do valor final medido para a variável controlada.

$$G(z) = \frac{1}{b} \frac{z^b - 1}{z^b - z^{b-1}} \quad (4.1)$$

Três testes apresentados na Figura 4.18 para diferentes valores de base relativos aos filtros digitais foram realizados. Os filtros foram implementados em ciclos de 100 ms. Considerando os critérios de sintonia, fez-se a opção pelo filtro com base $b = 10$, pois é verificado um amortecimento excessivo do sinal filtrado resultante do aumento da constante do filtro como observado nas respostas apresentadas nos gráficos da Figura 4.18 para as bases $b = 20$ e $b = 40$, respectivamente.

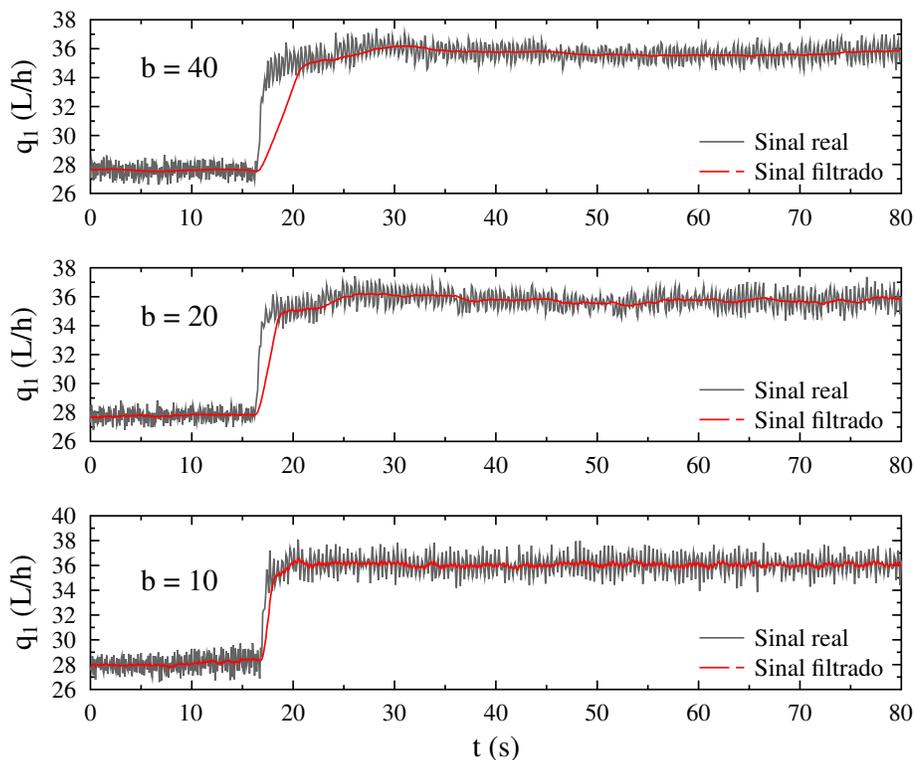


Figura 4.18: Comparação entre sinal de vazão sem tratamento e com atenuação por filtros média móvel para diferentes valores da constante “b”.

4.3.2 Controladores de vazão

As malhas de controle de vazão (**FC-101**, **FC-102** e **FC-103**) foram projetadas para as três correntes de alimentação. Foram utilizados controladores proporcionais e integrais (PI) implementados diretamente no CLP sendo a variável controlada o valor filtrado dos transmissores de vazão e a variável manipulada a percentagem de rotação da bomba com faixa de atuação de 0 à 100%. As malhas de controle foram posicionadas em ciclos de 200 ms.

A sintonia das malhas de vazão foi realizada com base nos mesmo critérios utilizados para o filtro do sinal, ou seja, a malha de controle resultante deve possuir uma resposta ao degrau tão rápida quanto possível (tempo de subida rápido) e nenhuma sobre-elevação do sinal de controle. De acordo com esses critérios foram realizados testes na planta para a sintonia das malhas de controle de vazão. O uso de regras de sintonia foi desnecessário devido à facilidade e rapidez da implementação desses testes, motivando uma sintonia por tentativa e erro, cujo os resultados são apresentados na Tabela 4.5. Testes experimentais para os parâmetros selecionados são apresentados na Figura 4.19.

Os testes experimentais foram realizados para as malhas **FC-101** (vazão q_1), **FC-102** (vazão q_2) e **FC-103** (vazão q_3) nas quais os controladores foram ajustados para os mesmos parâmetros de sintonia devido à semelhança das malhas de controle.

Tabela 4.5: Relação de entradas analógicas.

	K_c	τ_i	τ_d
FC-101	0,25	1,0 s	0
FC-102	0,25	1,0 s	0
FC-103	0,25	1,0 s	0

Nos resultados apresentados na Figura 4.19, observa-se que as três malhas de controle são capazes de alcançar a referência para o sinal aplicado, rapidamente e sem a presença de sobre-elevação do sinal. Além disso, as malhas são pouco sensíveis ao ruído evitando que o sinal de

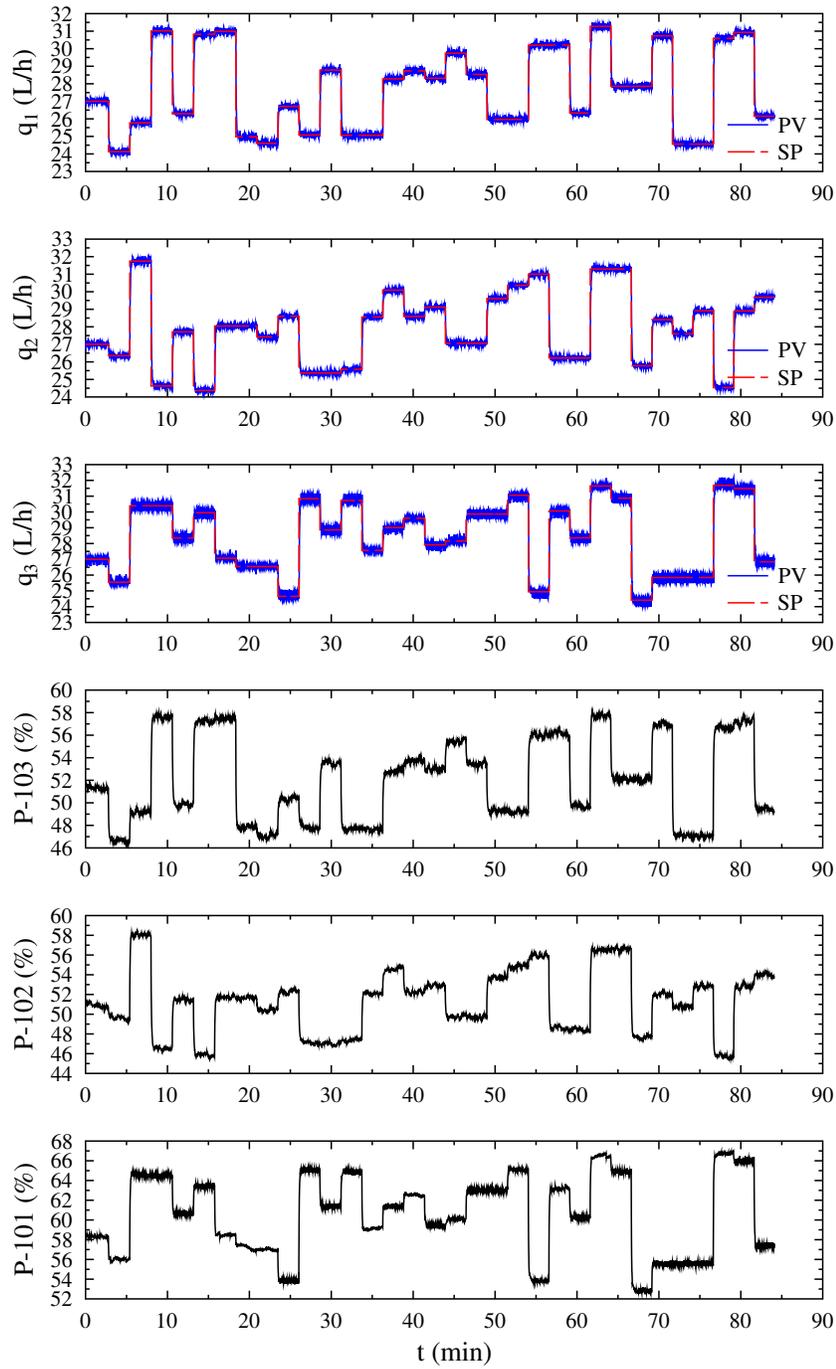


Figura 4.19: Controle de vazão para as correntes de entrada do reator.

controle enviado para as bombas fosse muito contaminado por esse ruído. Portanto, a sintonia das malhas de controle de vazão é considerada satisfatória de acordo com os resultados apresentados e com os os critérios adotados (tempo de subida rápido sem sobre elevação do sinal).

4.4 Sistema de supervisão e controle

O padrão OPC é formado por um conjunto de protocolos abertos utilizados para integrar equipamentos de diferentes fornecedores com um sistema de conexão baseado em relações servidor–cliente. O servidor OPC é um *software* que recebe as informações do equipamento e disponibiliza em forma de dados para o cliente OPC que utiliza o servidor para realizar a leitura destes e enviar comandos ao processo. Seu acrônimo vem da sigla OLE (*Object Linking and Embedding for Process Control*) sendo OLE um sistema de objetos baseados no padrão Windows COM (*Component Object Model*).

Desenvolveu-se nesse trabalho um *software* adequado tanto para a supervisão das variáveis de processos e armazenamento de dados quanto para a execução das rotinas de controle tolerante. O sistema foi criado com base na experiência adquirida anteriormente (COSTA et al., 2009; COSTA, 2010) no uso do *software Scilab* funcionando como um cliente OPC. Optou-se por desenvolver um cliente OPC completamente novo e implementado em linguagem TCL (*Tool Command Language*), diferentemente do *software* desenvolvido em Costa (2010), no qual o *toolbox* OPC disponibilizado para *Scilab* era utilizado. O novo cliente teve como objetivo eliminar problemas encontrados no *toolbox* disponibilizado pelo *Scilab* tais como a eficiência da leitura e escrita, limitações na quantidade de variáveis (*tags*) para conexão e falta de atualizações.

O cliente OPC foi programado como um conjunto de rotinas para leitura e escrita das variáveis de processo a partir do servidor OPC, baseadas no padrão OPC DA 2.05 e compatível com o servidor OPC disponibilizado pelo *Automation Studio*. A implementação de um novo cliente possibilitou maior domínio sobre a leitura e escrita das variáveis levando a uma melhoria em

relação ao tempo de aquisição e sincronismo do *software* com o processo. Apesar das rotinas terem sido completamente desenvolvidas em TCL, estas podem ser acessadas pelo *Scilab/XCOS* devido sua interoperabilidade com a linguagem (Figura 4.20).

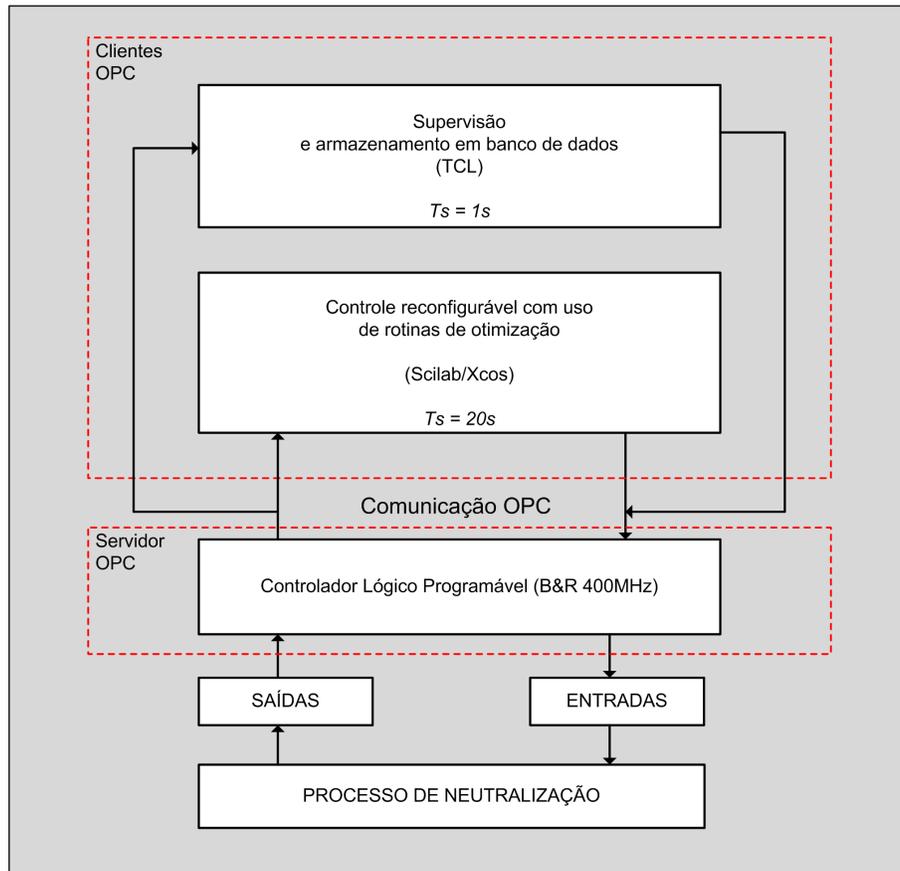


Figura 4.20: Diagrama representando o fluxo de sinais entre o processo e as rotinas implementadas no computador.

O desenvolvimento do cliente OPC foi separado em três etapas: (i) desenvolvimento de uma interface para configuração e escolha das variáveis no servidor OPC; (ii) rotinas de interface para o *software* de supervisão do sistema; (iii) rotinas de interface com XCOS para implementação das estratégias de controle.

Nota-se que, em sua essência, cada etapa constitui um cliente OPC para uma determinada tarefa. No entanto, embora o núcleo de cada componente utilize as mesmas rotinas, foram desenvolvidos com diferentes finalidades, exigindo procedimentos distintos em relação aos mecanismos

de leitura e apresentação das variáveis. Por exemplo, a interface de configuração tem objetivo claro de explorar as variáveis de processo e apresentar ao usuário para escolha, portanto, não possui grande preocupação voltada à consistência do tempo de amostragem. Fato esse, considerado na programação dos códigos presentes nas etapas (ii) e (iii). Cabe ressaltar, que o sistema de supervisão foi concebido para leitura e armazenamento das variáveis e acionamento dos dispositivos de sistemas de controle conectados através do CLP. No entanto, não foi utilizado como sistema de monitoramento de falhas neste trabalho, embora sua funcionalidade possa facilmente ser estendida para esse propósito.

4.4.1 Interface para configuração do cliente

A interface de configuração foi desenvolvida em TCL permitindo a conexão com o servidor OPC para consulta dos objetos ou variáveis que são disponibilizados pelo servidor (Figura 4.21) e escolha de configurações utilizadas no sistema de supervisão.

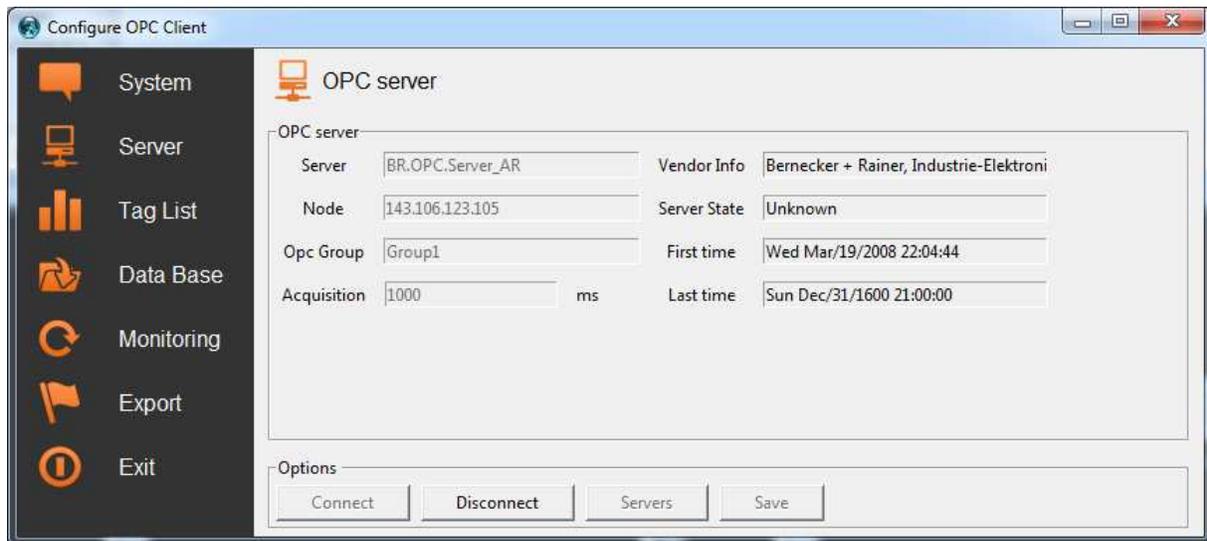


Figura 4.21: Interface para configuração do cliente com informações sobre a conexão OPC.

As variáveis podem ser selecionadas no servidor como apresentado na Figura 4.22 e posteriormente vinculadas a variáveis utilizadas pelo *software* de monitoramento. A leitura dessas variáveis

(Figura 4.23) é realizada pela própria interface de configuração, caso o usuário precise inspecionar seus valores ou diagnósticos relacionados a alguma variável. Além disso, outras configurações como o banco de dados do sistema de monitoramento são acessíveis por essa interface.

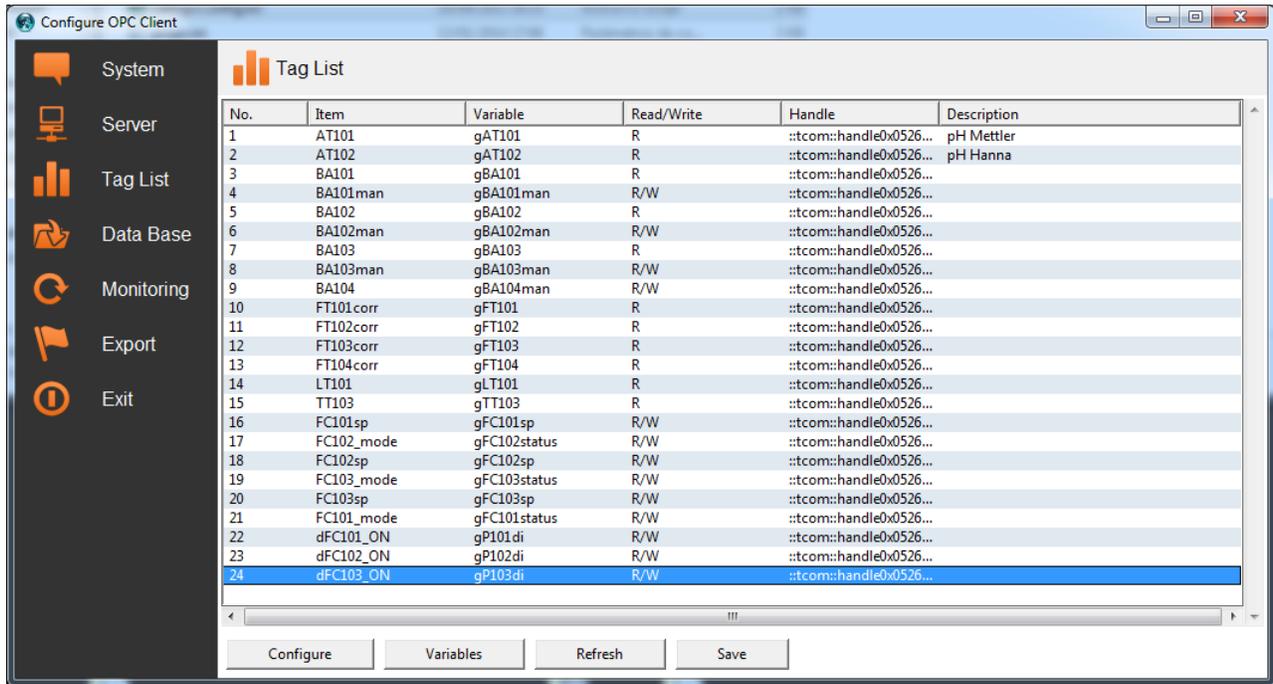


Figura 4.22: Interface para configuração do cliente OPC com disposição das *tags* selecionadas no servidor.

Após a seleção, pode-se exportar a lista de variáveis do servidor OPC e as demais configurações realizadas pela interface a partir da aba **Export** (Figura 4.24). O procedimento cria um documento com extensão “*.ini” com todas as configurações e seleções realizadas, que posteriormente pode ser utilizado pelo cliente OPC configurado no sistema de supervisão ou pelo Scilab/XCOS como será descrito a seguir.

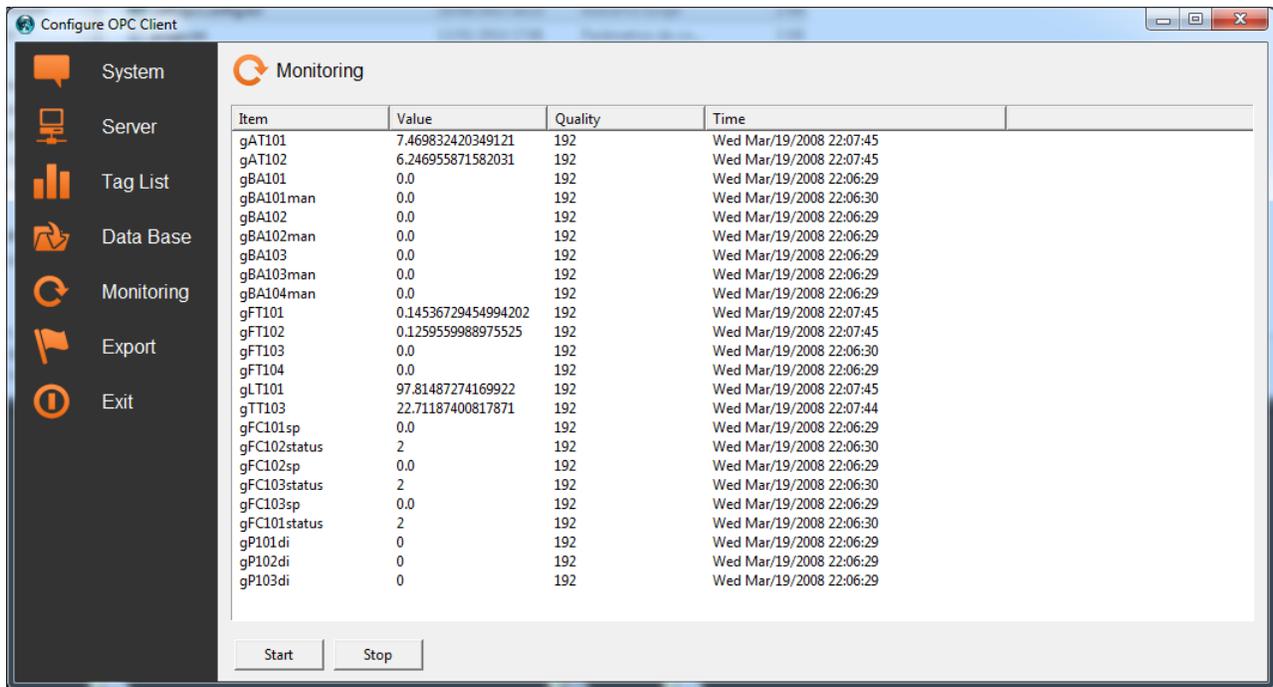


Figura 4.23: Leitura das variáveis *tags* selecionadas no servidor.

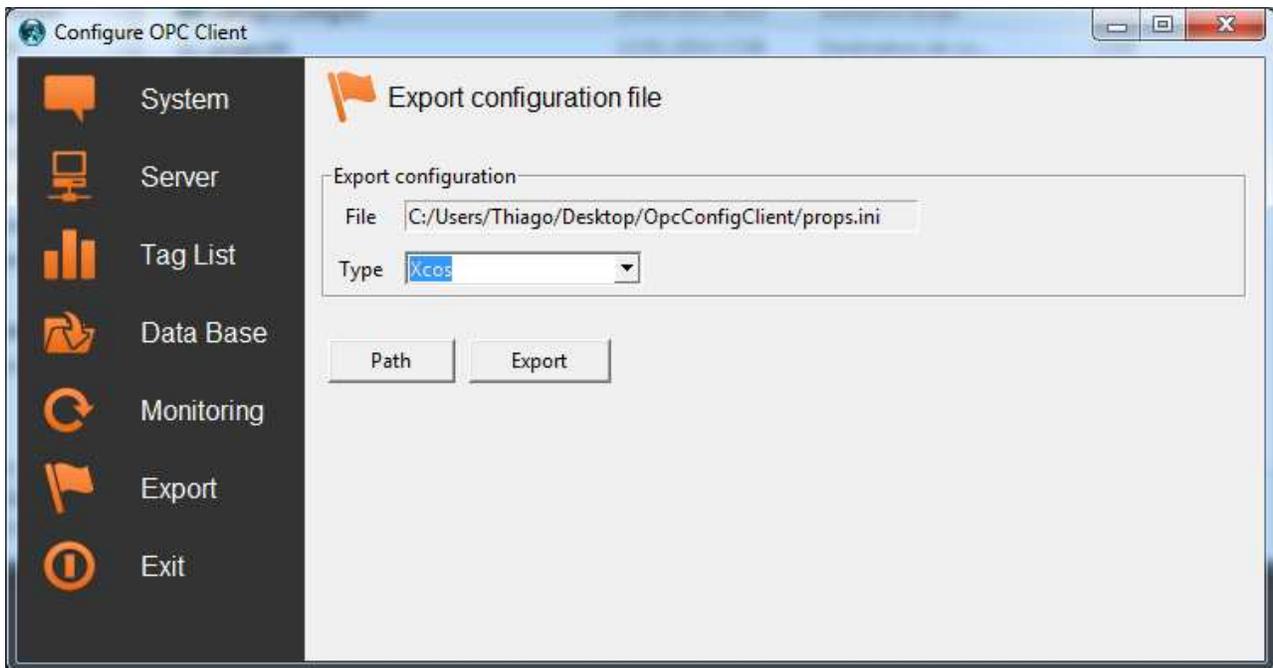


Figura 4.24: Tela para procedimento de exportação do arquivo de configuração.

4.4.2 Sistema de supervisão

O sistema de supervisão (Figura 4.25) foi projetado para a operação das rotinas de processo, como o acionamento e desligamento de bombas, e a supervisão das variáveis de processo. Além disso, permite configurar as malhas internas de controle de vazão, dando acesso aos parâmetros dos controladores PID.

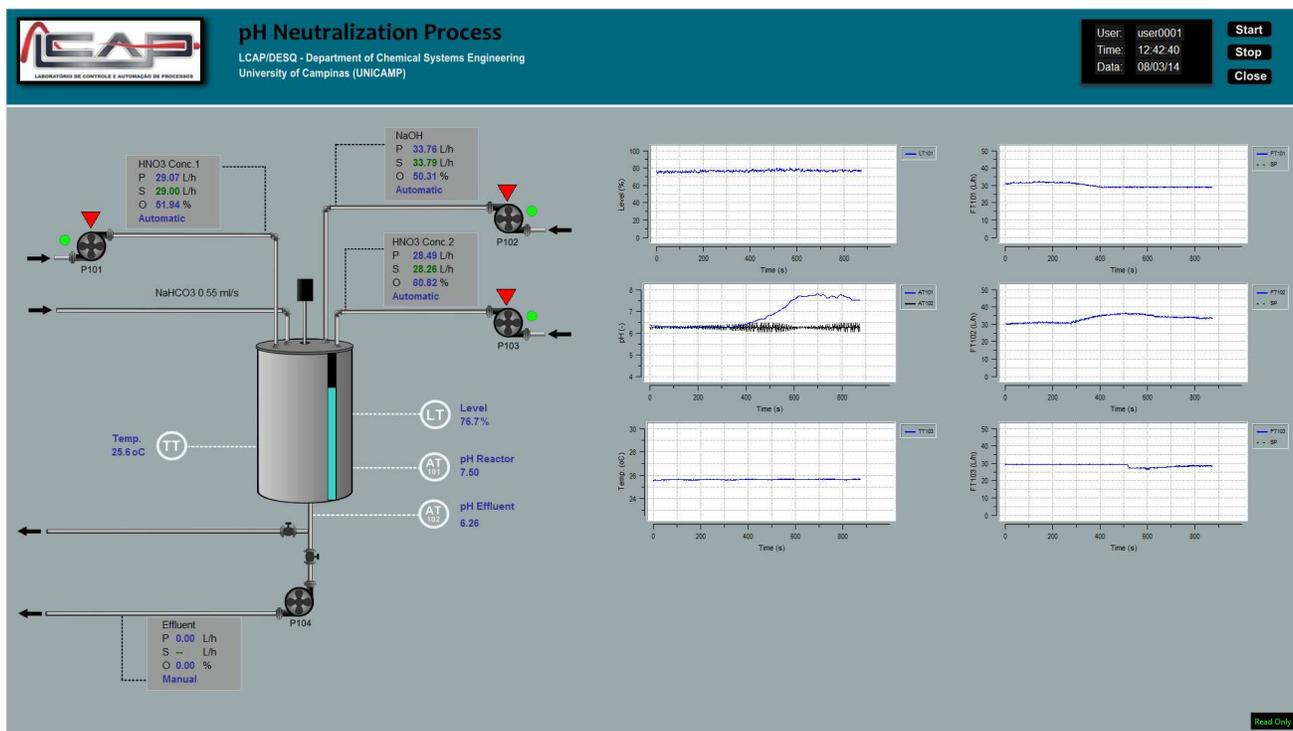


Figura 4.25: Tela de supervisão e aquisição de dados do processo de neutralização.

O monitoramento das variáveis de processo e o envio de informações ao sistema são efetuados por meio de comunicação OPC a partir das informações configuradas na interface de configuração. As leituras e comandos são realizados com um tempo de amostragem definido pelo usuário e os dados históricos do processo são armazenados em arquivo de texto ou em um banco de dados interconectado ao sistema supervisorio por meio de um protocolo ODBC (*Open Database Connectivity*).

O sistema de supervisão, também implementado em linguagem TCL, é independente e pode ser

compilado para um arquivo executável ou utilizado como código interpretado a partir da linguagem TCL. Essa abordagem é diferente da estratégia utilizada em (COSTA, 2010) na qual o sistema era necessariamente acionado como uma rotina TCL a partir do *software Scilab*, já que o cliente OPC encontrava-se neste último. Deste modo, foi possível isolar o sistema de supervisão da estratégia de controle, embora a opção de utilizá-los em conjunto ainda esteja disponível caso haja esta necessidade em trabalhos futuros.

4.4.3 Implementação das estratégias de controle

As diferentes estratégias de controle tolerante e o controle nominal da planta foram desenvolvidos com o auxílio do editor de diagrama de blocos *XCOS*. O ambiente *XCOS* é um editor gráfico que permite construir e avaliar modelos dinâmicos, mas que também pode ser utilizado como uma interface com um processo real desde que blocos de interface estejam disponíveis (COSTA et al., 2009).

O uso do diagrama de blocos para implementação das estratégias teve dois objetivos: (i) demonstrar a viabilidade do uso do *software Scilab* para avaliação experimental da estrutura de controle tolerante considerando uma plataforma mais simples e amigável; (ii) facilitar a implementação do intercâmbio de informações entre o controle nominal, estimadores de estado, sinais de falhas e o sistema de reconfiguração e acomodação de falhas, considerados nesse trabalho.

O uso de diagrama de blocos para implementação das rotinas de controle em processos permite a rápida construção e avaliação dessas estratégias pois facilita a interpretação da interação entre os sinais da planta e procedimentos de controle a partir das conexões entre os blocos de função. Dois blocos, sendo um para leitura das variáveis de processo (*OPC read*) e outro para a escrita dos valores das variáveis manipuladas (*OPC write*) foram criados para esse propósito.

O diagrama simplificado apresentado na Figura 4.26 demonstra o uso dos blocos para leitura e escrita. Nesse diagrama o processo está em malha aberta recebendo sinais dos blocos de entrada (*inputs*) e enviando os sinais de leitura para o bloco **display**. A cada instante de tempo o bloco

clock (*Event clock generator*) envia um pulso que inicia uma ação nos blocos interconectados, iniciando as rotinas de leitura e escrita das variáveis no servidor OPC. O tempo de amostragem é definido em segundos e, para que o intervalo de tempo seja em tempo real, a variável *time scaling* deve ser configurada no diagrama de blocos.

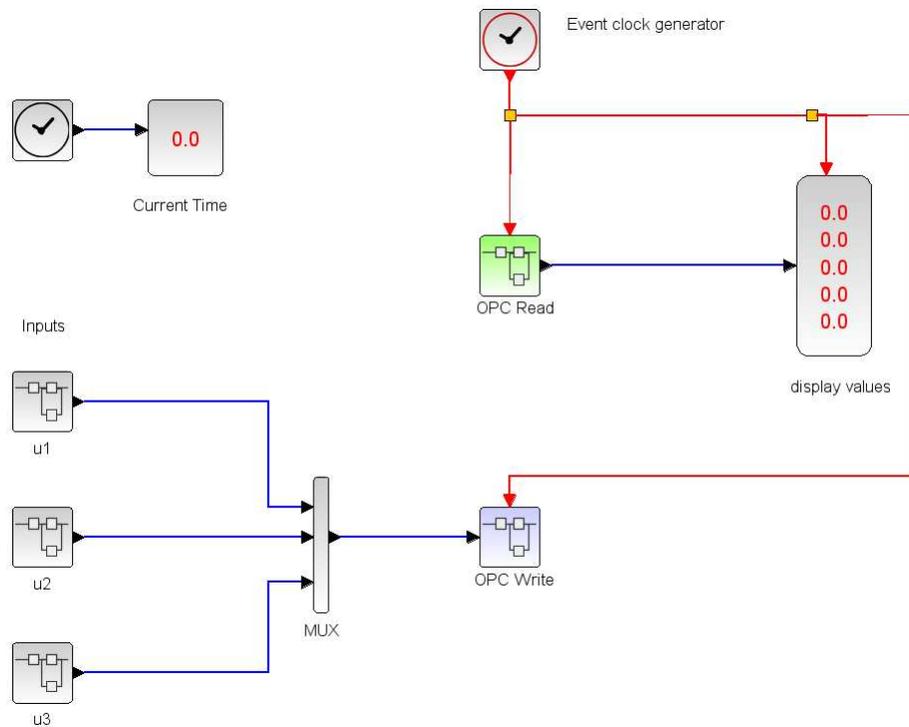


Figura 4.26: Diagrama simplificado em XCOS demonstrando as funções de interface com o processo.

O projeto foi idealizado para que o sistema de supervisão e o diagrama de blocos funcionem em paralelo, facilitando a visualização e comando do processo e permitindo a avaliação das estruturas de controle. Deste modo, todas as precauções para que não exista incompatibilidade entre os dois sistemas foram tomadas. Para que não haja conflito na escrita das variáveis, um botão de comando somente leitura (*Read Only*), responsável por criar o *bypass* na escrita das variáveis, foi implementado no sistema de supervisão, permitindo que somente o *Scilab* execute essa função quando estiver ativo.

4.5 Modelo matemático do reator de neutralização

O modelo dinâmico do processo de neutralização proposto nesse trabalho foi desenvolvido com base em estados denotados por invariantes da reação como apresentado nos trabalhos de Gustafsson e Waller (1983), Gustafsson e Waller (1992) e Henson e Seborg (1994). De acordo com a descrição apresentada na Seção 4.1 o reator de neutralização para controle de pH possui quatro correntes de entrada compostas pelas soluções aquosas de hidróxido de sódio (NaOH), bicarbonato de sódio (NaHCO_3) e ácido nítrico (HNO_3) em duas diferentes concentrações (ver Tabela 4.1).

Na modelagem de sistemas com neutralização ácido-base, definem-se os invariantes da reação como combinações lineares relacionadas aos componentes químicos do sistema. Os componentes que formam as combinações sofrem alterações ao longo do tempo, no entanto, as concentrações totais dessas combinações não são afetadas pelo progresso da reação química, portanto, comportam-se como espécies inertes (GUSTAFSSON; WALLER, 1992).

Assim, as variáveis de estado do sistema experimental são definidas pelos invariantes da reação e o nível do reator. Além disso, existe a relação que representa o potencial hidrogênionico do sistema (pH). A saída relacionada ao pH é estabelecida por uma função implícita não-linear e independente do tempo que relaciona a concentração de íons $[\text{H}^+]$ presentes na reação e conseqüentemente o pH com os estados intermediários definidos pelos termos invariantes. Deste modo, o balanço molar por componentes (relacionados aos invariantes da reação) e o balanço de massa para o nível do reator contemplam o comportamento dinâmico do sistema, sendo o nível e o pH as variáveis de saída do modelo.

Foram consideradas no modelo dinâmico, as hipóteses de temperatura e pressão constantes. Assim como no trabalho de Henson e Seborg (1994), considerou-se ácidos e bases fortes completamente dissociados, mistura perfeita e densidade da mistura constante. O detalhamento da modelagem fenomenológica do reator é apresentado a seguir.

4.5.1 Modelo dinâmico não-linear

As reações químicas consistem em um ácido forte sendo neutralizado por uma base forte na presença de carbonatos provenientes da solução de bicarbonato de sódio em água. O sistema é considerado estar em equilíbrio químico, como mostrado nas equações de dissociação abaixo:



A auto-dissociação da água (Equação 4.2) é relacionada a constante de equilíbrio K_w , apresentada na Equação 4.5. As relações de equilíbrio entre os componentes das Equações 4.3 e 4.4 são apresentados nas Equações 4.6 e 4.7.

$$K_w = [\text{H}^+] + [\text{OH}^-] \quad (4.5)$$

$$K_{a1} = \frac{[\text{HCO}_3^-][\text{H}^+]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} \quad (4.6)$$

$$K_{a2} = \frac{[\text{CO}_3^{2-}][\text{H}^+]}{[\text{HCO}_3^-]} \quad (4.7)$$

Para esse conjunto de reações químicas, definem-se dois invariantes apresentados nas Equações 4.8 e 4.9. A equação que define a primeira variável de estado, w_a , representa a condição de eletro-neutralidade do sistema e a equação para segunda variável de estado w_b representa a concentração total do ácido fraco somada a suas espécies conjugadas (GUSTAFSSON; WALLER, 1992; HENSON; SEBORG, 1994). O sufixo “ i ” nestas equações sendo $i = [1, \dots, 4]$ é utilizado para indicar a corrente de balanço em questão.

$$w_{ai} = [\text{H}^+]_i - [\text{OH}^-]_i - [\text{HCO}_3^-]_i - 2[\text{CO}_3^{2-}]_i \quad (4.8)$$

$$w_{bi} = [\text{H}_2\text{CO}_3]_i + [\text{HCO}_3^-]_i + [\text{CO}_3^{2-}]_i \quad (4.9)$$

Balço de massa

O balanço de massa por componente e o balanço total no reator são apresentados nas Equações 4.10, 4.11 e 4.12.

$$A_b h \frac{dw_a}{dt} = q_1 (w_{a1} - w_a) + q_2 (w_{a2} - w_a) + q_3 (w_{a3} - w_a) + q_4 (w_{a4} - w_a) \quad (4.10)$$

$$A_b h \frac{dw_b}{dt} = q_1 (w_{b1} - w_b) + q_2 (w_{b2} - w_b) + q_3 (w_{b3} - w_b) + q_4 (w_{b4} - w_b) \quad (4.11)$$

$$A_b \frac{dh}{dt} = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 - q \quad (4.12)$$

nas quais w_a e w_b indicam a quantidade de matéria do invariante “a” e do invariante “b” na saída do reator. As variáveis q_i para $i = [1, \dots, 4]$ denotam as vazões das quatro correntes de entrada, sendo a vazão de saída do reator, denotada pela variável q , calculada pela equação constitutiva apresentada na Equação 4.13, na qual c_v é a constante da válvula. As variáveis A_b e h representam a área da base e o nível do reator, respectivamente.

$$q = c_v \sqrt{h} \quad (4.13)$$

O potencial hidrogênico (pH) da mistura é obtido por uma relação entre os invariantes da reação e as constantes de dissociação. A ideia consiste em combinar as equações dos invariantes com as equações de dissociação, eliminando as variáveis que representam as concentrações

$[\text{HCO}_3^-], [\text{H}_2\text{CO}_3], [\text{CO}_3^{2-}]$. Para tanto, o termo $[\text{H}_2\text{CO}_3]$ na Equação 4.6 é isolado e substituindo na Equação 4.9. O mesmo é feito com o termo $[\text{CO}_3^{2-}]$ na Equação 4.7, que é substituído nas Equações 4.8 e 4.9. O resultado deste equacionamento é apresentado nas Equações 4.14 e 4.15.

$$[\text{HCO}_3^-] = w_b \frac{1}{\frac{[\text{H}^+]}{K_{a1}} + \frac{K_{a2}}{[\text{H}^+]} + 1} \quad (4.14)$$

$$w_a = [\text{H}^+] - [\text{OH}^-] - [\text{HCO}_3^-] \left\{ 1 + 2 \frac{K_{a2}}{[\text{H}^+]} \right\} \quad (4.15)$$

O mapeamento é obtido substituindo a Equação 4.14 em 4.15 e o termo $[\text{OH}^-]$, proveniente da Equação 4.5, de acordo com Equação 4.16.

$$w_a = [\text{H}^+] - \frac{K_w}{[\text{H}^+]} - w_b \frac{1 + 2 \frac{K_{a2}}{[\text{H}^+]}}{\frac{[\text{H}^+]}{K_{a1}} + \frac{K_{a2}}{[\text{H}^+]} + 1} \quad (4.16)$$

que pode ser reescrita de forma compacta como apresentado na Equação 4.17

$$w_a = [\text{H}^+] - \frac{K_w}{[\text{H}^+]} - w_b \frac{K_{a1}[\text{H}^+] + 2K_{a1}K_{a2}}{[\text{H}^+]^2 + K_{a1}[\text{H}^+] + K_{a1}K_{a2}} \quad (4.17)$$

ou ainda,

$$w_a + 10^{pH-14} - 10^{-pH} + w_b \frac{1 + 2 \times 10^{pH-pK_{a2}}}{1 + 10^{pK_{a1}-pH} + 10^{pH-pK_{a2}}} = 0 \quad (4.18)$$

para,

$$pH = -\log([\text{H}]^+) \quad (4.19)$$

$$pK_{ai} = -\log(K_{ai}) \quad (4.20)$$

As Equações 4.17 ou 4.18 são funções não-lineares e implícitas em $[\text{H}^+]$, que pode ser obtido a partir de um método de solução para equações algébricas não-lineares.

Notação vetorial

Em notação vetorial o modelo dinâmico assume a forma apresentada na Equação 4.21. Na qual, $\dot{x}(t)$ representa o diferencial do vetor de estados $x \in \mathbf{R}^{n_x}$ sendo $x(t) = [w_a, w_b, h]^T$ em relação ao tempo, $u \in \mathbf{R}^{n_u}$ o vetor de entradas controladas $u(t) = [q_1, q_2, q_3]^T$ e $d \in \mathbf{R}^{n_d}$ a entrada não controlada $d(t) = q_4$.

$$\dot{x}(t) = \begin{pmatrix} \frac{w_{a1}-x_1}{A_b x_3} & \frac{w_{a2}-x_1}{A_b x_3} & \frac{w_{a3}-x_1}{A_b x_3} \\ \frac{w_{b1}-x_2}{A_b x_3} & \frac{w_{b2}-x_2}{A_b x_3} & \frac{w_{b3}-x_2}{A_b x_3} \\ \frac{1}{A_b} & \frac{1}{A_b} & \frac{1}{A_b} \end{pmatrix} u(t) + \begin{pmatrix} \frac{w_{a4}-x_1}{A_b x_3} \\ \frac{w_{b4}-x_2}{A_b x_3} \\ \frac{1}{A_b} \end{pmatrix} d(t) \quad (4.21)$$

que pode ser resumido em conjunto com suas relações de saídas $y_1(t)$ e $y_2(t)$ de acordo com a Equação 4.24, na qual, y_2 é calculada pela relação implícita apresentada na Equação 4.19.

$$\dot{x}(t) = g(x)u(t) + p(x)d(t) \quad (4.22)$$

$$y_1(t) = x_3(t) = h(t) \quad (4.23)$$

$$y_2(t) = pH \quad (4.24)$$

4.5.2 Modelo dinâmico linear

O modelo linear em espaço de estados (Equação 4.25) é calculado por linearização em séries de Taylor a partir do jacobiano das funções não-lineares em relação às variáveis de estado e as entradas do modelo no ponto de equilíbrio ou estado estacionário (x_{ss}, u_{ss}) para $x_{ss} = [w_{ass}, w_{bss}, h_{ss}]^T$, $u_{ss} = [q_{1ss}, q_{2ss}, q_{3ss}]^T$ e $d_{ss} = q_{4ss}$.

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + B_1u(t) + B_2d(t) \\ y(t) &= Cx(t) \end{aligned} \quad (4.25)$$

A matriz de estados $A \in \mathbf{R}^{n_x \times n_x}$, a matriz de entradas atuadas $B_1 \in \mathbf{R}^{n_x \times n_u}$ e a matriz de entradas não atuadas (perturbação) $B_2 \in \mathbf{R}^{n_x \times n_d}$ são apresentadas de acordo com a Equações 4.26 e 4.27.

$$A = \begin{pmatrix} -\sum_{i=1}^4 \frac{q_i}{A_b h_{ss}} & 0 & -\sum_{i=1}^4 \frac{q_i (w_{ai} - w_{ass})}{A_b h_{ss}^2} \\ 0 & -\sum_{i=1}^4 \frac{q_i}{A_b h_{ss}} & -\sum_{i=1}^4 \frac{q_i (w_{bi} - w_{bss})}{A_b h_{ss}^2} \\ 0 & 0 & -\frac{1}{2} \frac{cv}{Ab\sqrt{h_{ss}}} \end{pmatrix} \quad (4.26)$$

$$B_1 = \begin{pmatrix} \frac{w_{a1} - x_1}{A_b x_3} & \frac{w_{a2} - x_1}{A_b x_3} & \frac{w_{a3} - x_1}{A_b x_3} \\ \frac{w_{b1} - x_2}{A_b x_3} & \frac{w_{b2} - x_2}{A_b x_3} & \frac{w_{b3} - x_2}{A_b x_3} \\ \frac{1}{A_b} & \frac{1}{A_b} & \frac{1}{A_b} \end{pmatrix}; \quad B_2 = \begin{pmatrix} \frac{w_{a4} - x_1}{A_b x_3} \\ \frac{w_{b4} - x_2}{A_b x_3} \\ \frac{1}{A_b} \end{pmatrix} \quad (4.27)$$

As saídas são calculadas pela combinação linear entre a matriz de medidas $C \in \mathbf{R}^{n_y \times n_x}$ e os estados sendo obtida para y_1 e y_2 de acordo a Equação 4.28,

$$C = \begin{pmatrix} 0 & 0 & \frac{\partial y_1}{\partial x_3} \\ \frac{\partial y_2}{\partial x_1} & \frac{\partial y_2}{\partial x_2} & 0 \end{pmatrix} \quad (4.28)$$

As derivadas parciais presentes na Equação 4.28 são calculadas de acordo com as relações apresentadas na Equação 4.29 sendo a variável z definida como a concentração de íons $[H]^+$,

$$\begin{aligned} \frac{\partial y_1}{\partial x_3} &= 1 \\ \frac{\partial y_2}{\partial x_1} &= -\frac{\log_{10}e}{z} \left(\frac{dx_1}{dz} \right)^{-1} \\ \frac{\partial y_2}{\partial x_2} &= -\frac{\log_{10}e}{z} \left(\frac{dx_2}{dz} \right)^{-1} \end{aligned} \quad (4.29)$$

com as derivadas parciais $\partial y_2/\partial x_1$ e $\partial y_2/\partial x_2$ (Equação 4.29) calculadas de acordo com as Equações 4.30 e 4.31 para $\Xi = z - K_w/z - x_1$

$$\frac{dx_1}{dz} = 1 + \frac{K_w}{z^2} - x_2 \frac{K_{a1}}{z^2 + K_{a1}z + K_{a1}K_{a2}} + x_2 \frac{(K_{a1}z + 2K_{a1}K_{a2})(2z + K_{a1})}{(z^2 + K_{a1}z + K_{a1}K_{a2})^2} \quad (4.30)$$

$$\frac{dx_2}{dz} = \left(1 + \frac{K_w}{z^2} \right) \frac{z^2 + K_{a1}z + K_{a1}K_{a2}}{K_{a1}z + 2K_{a1}K_{a2}} + \frac{\Xi(2z + K_{a1})}{K_{a1}z + 2K_{a1}K_{a2}} - \frac{\Xi K_{a1}(z^2 + K_{a1}z + K_{a1}K_{a2})}{(K_{a1}z + 2K_{a1}K_{a2})^2} \quad (4.31)$$

4.5.3 Parâmetros do sistema

De posse do modelo dinâmico da planta resta agora a determinação dos parâmetros do modelo para que a simulação do sistema seja possível. Os parâmetros do modelo são estabelecidos pela constante da válvula (c_v) para a equação constitutiva referente ao cálculo da vazão de saída do reator por gravidade (Equação 4.13), o antilog das constantes de ionização (pK_{a1} e pK_{a2}) (Equação 4.20) relativas as relações de equilíbrio e também as concentrações dos invariantes da reação para

cada corrente de entrada (w_{ai} e w_{bi} para $i = [1, 2, \dots, 4]$) (Equações 4.6 e 4.7).

Constante da válvula

Testes experimentais (Figura 4.27) com variação das vazões das correntes de entrada e aquisição de valores do nível do reator para um tempo de amostragem igual a 1 s, foram realizados para coleta de dados com o propósito de determinação da constante de velocidade para o orifício de saída do experimento.

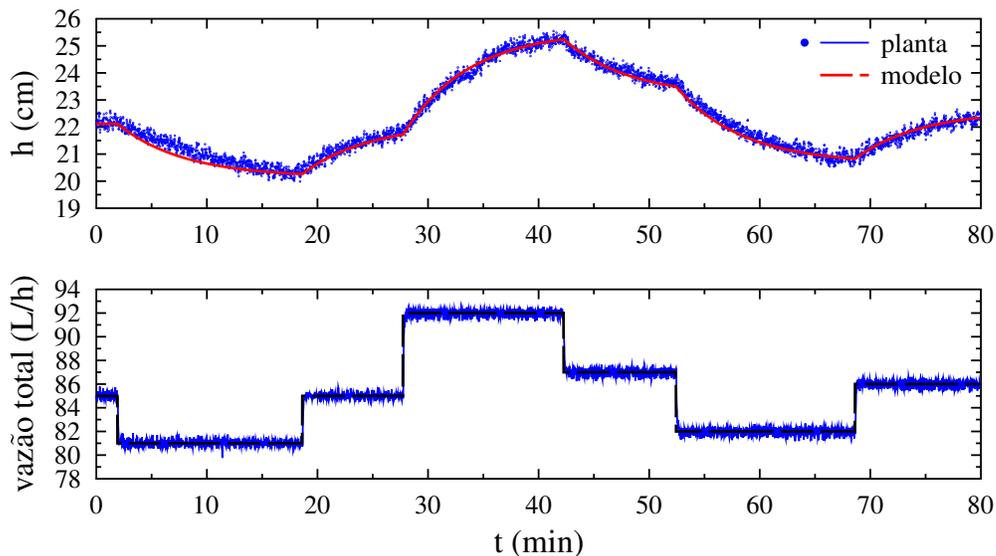


Figura 4.27: Dados experimentais e validação para o cálculo da constante da válvula (c_v).

A constante da válvula foi determinada por um procedimento de otimização. O valor da constante foi estimado a partir de uma função objetivo (Equação 4.32) que minimiza a diferença entre o vetor de dados adquiridos para o nível do reator e a equação constitutiva (Equação 4.13) resultando em um problema de regressão não-linear, sendo Y um vetor com n observações (valores de nível medido) e θ o parâmetro da função não-linear $f(\theta)$ a ser estimado, nesse caso, a constante c_v .

$$J = \|Y - f(\theta)\| \quad (4.32)$$

O cálculo da constante c_v foi executado em *Scilab* a partir da rotina computacional **fminsearch** que implementa o método de Nelder-Mead. Para os dados apresentados na Figura 4.27 encontrou-se um valor de c_v igual a 5,28 cm^{5/2}/s que minimiza a relação apresentada na Equação 4.32. A validação do modelo para a constante estimada é apresentada na Figura 4.27 (linha sólida), para a qual conclui-se que existe uma boa correlação entre os dados medidos e o nível simulado pelo modelo dinâmico (Equação 4.12).

Constantes de dissociação

A primeira constante de dissociação K_{a1} e a segunda constante de dissociação K_{a2} estão relacionadas às reações reversíveis apresentadas nas Equações 4.3 e 4.4 . As constantes a 25°C são (HAGE; CARR, 2011):

$$K_{a1} = 4,46 \times 10^{-7} \quad (4.33)$$

$$K_{a2} = 4,69 \times 10^{-11} \quad (4.34)$$

A partir da definição do antilog das constantes de ionização pK_{a1} e pK_{a2} (Equação 4.20) os seguintes valores são calculados,

$$pK_{a1} = -\log(K_{a1}) = 6,35 \quad (4.35)$$

$$pK_{a2} = -\log(K_{a2}) = 10,33 \quad (4.36)$$

Concentrações dos invariantes da reação para as corrente de entrada

A concentração dos invariantes da reação a e b foi obtida a partir das relações apresentadas nas Equações 4.8 e 4.9, considerando a alimentação de reagentes puros ou isolados.

Os parâmetros do modelo dinâmico do reator de neutralização utilizado nesse trabalho são apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6: Parâmetros do modelo dinâmico do reator de neutralização.

Variável	Descrição	Valor
w_{a1}	invariante a na corrente 1	+0,0028 M
w_{a2}	invariante a na corrente 2	-0,0057 M
w_{a3}	invariante a na corrente 3	+0,0034 M
w_{a4}	invariante a na corrente 4	-0,03 M
w_{b1}	invariante b na corrente 1	0 M
w_{b2}	invariante b na corrente 2	0 M
w_{b3}	invariante b na corrente 3	0 M
w_{b4}	invariante b na corrente 4	+0,03 M
$pKa1$	antilog de K_{a1}	6,35
$pKa2$	antilog de K_{a2}	10,33
A_b	área da base	201,6 cm ²
c_v	constante da válvula	5,28 cm ^{5/2} /s

4.6 Discussões

Embora comprovadamente eficientes a partir de testes baseados em simulação, muitas técnicas de controle tolerante a falhas apresentadas na literatura com reais potencialidades para aplicação na indústria sequer foram testadas experimentalmente. Essas técnicas carecem de estudos experimentais para que sejam consideradas viáveis pela indústria. Com base nesse argumento, considerou-se nesse trabalho que a aplicação da metodologia desenvolvida para os atuadores virtuais fosse testada experimentalmente. Para tanto, um processo de controle de pH foi projetado e concebido para a análise e validação do controle reconfigurável proposto.

Neste capítulo foram demonstradas as etapas relacionadas à montagem e instrumentação do protótipo experimental. Os diversos componentes do processo, como seus sensores e atuadores, foram apresentados e seus detalhes discutidos. O modelo do processo de neutralização para simulação e controle do planta foi desenvolvido com base nos parâmetros do protótipo experimental. Assim, a definição de um cenário de simulação, baseado em um estudo de caso real pode ser efetuada a partir da simulação do processo.

Além disso, o desenvolvimento de um *software* computacional para a implementação das técnicas estudadas foi abordado e suas funcionalidades foram apresentadas e discutidas. O *software*, a partir de uma conexão OPC, permite que o controle reconfigurável seja estudado experimentalmente o que, por um lado, permite que rotinas computacionais sejam utilizadas na elaboração do controle tolerante a falhas, e por outro lado, permite uma aproximação maior das funcionalidades da técnica proposta com o cenário industrial. Os resultados para a análise experimental baseada no estudo de caso proporcionado pelo protótipo experimental são apresentados no próximo capítulo.

Capítulo 5

Aplicação experimental da estratégia de controle reconfigurável

O estudo de caso proposto para aplicação das estratégias de controle reconfigurável é ilustrado na Figura 5.1. O reator de neutralização possui três entradas constituídas por malhas de controle de vazão sendo duas atuadas por um controlador nominal e uma a ser utilizada como redundância analítica. A quarta entrada (**P-105**) não é passível de atuação. A descrição detalhada do processo encontra-se no Capítulo 4.

O controlador nominal consiste em um controle cascata para o nível e o pH (variáveis controladas) do reator de neutralização. O computador recebe os valores das variáveis controladas e calcula a partir da lei de controle as referências para os controladores escravos **FC-101** e **FC-102** das malhas de vazão de ácido e base, respectivamente. A linha associada ao controlador **FC-103** (linha de ácido mais concentrado) constitui uma redundância analítica e não faz parte da estratégia de controle nominal.

O cenário de falha considera o mal funcionamento nos elementos que compõem a malha de controle de vazão para a linha de ácido relacionada à malha de vazão (**FC-101**). Subentende-se que uma falha na estrutura de controle nominal pode afetar tanto o atuador (**P-101**) quanto o

P101 – Bomba $\text{HNO}_3 \#1$	FC101 – Controlador de vazão ($\text{HNO}_3 \#1$)	FT101 – Transmissor de vazão ($\text{HNO}_3 \#1$)	AIT101 – Sensor de pH
P102 – Bomba NaOH	FC102 – Controlador de vazão (NaOH)	FT102 – Transmissor de vazão (NaOH)	LIT101 – Sensor de nível
P103 – Bomba $\text{HNO}_3 \#2$	FC103 – Controlador de vazão ($\text{HNO}_3 \#2$)	FT103 – Transmissor de vazão ($\text{HNO}_3 \#2$)	R-1 – Reator de neutralização
P105 – Bomba NaHCO_3			

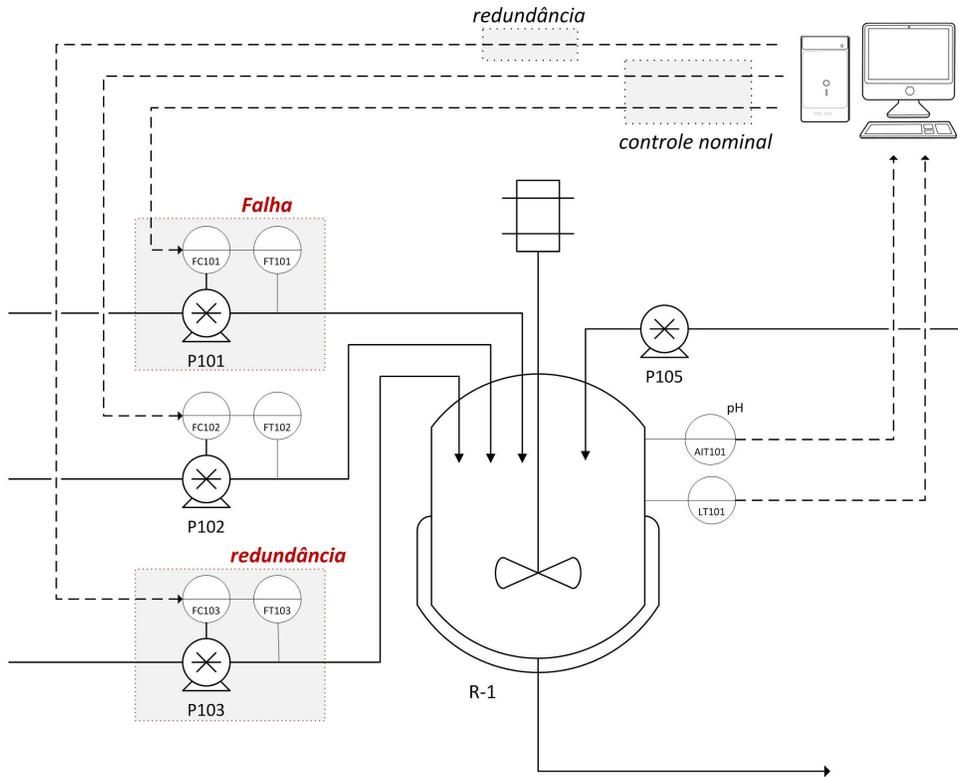


Figura 5.1: Diagrama representando a aplicação da estratégia de controle reconfigurável.

sensor de vazão (**FT-101**) ou até mesmo os sinais enviados e recebidos pelo controlador (**FC-101**). No caso de ocorrência da falha, a redundância analítica (**FC-103**) pode ser utilizada na acomodação da falha ou reconfiguração da estratégia de controle. A descrição completa do cenário é apresentada a seguir, a partir do detalhamento dos componentes do estudo de caso.

5.1 Controlador Nominal da Planta

O controlador nominal projetado para o estudo de caso consiste em um controlador MPC multivariável para o controle do nível e do pH utilizando como variáveis manipuladas os sinais de referências (*setpoints*) dos controladores **FC-101** e **FC-102**, implementado de acordo com

algoritmo apresentado em Wang (2004). Nessa seção, o detalhamento das etapas consideradas no desenvolvimento do controlador nominal bem como a implementação prática da estratégia de controle e o estudo do comportamento nominal do processo em malha fechada serão apresentados.

5.1.1 Implementação prática do controlador nominal

O controlador nominal da planta foi desenvolvido em XCOS como um superbloco (bloco que agrega outros blocos) de acordo com a Figura 5.2. As entradas do bloco correspondem ao sinal de referência (y_{ref}), os estados (x) e a saída da planta (y), todos no instante atual k . A saída do bloco corresponde ao incremento da trajetória futura de controle (dU_c) calculada pelo controlador e o sinal enviado para a planta (u).

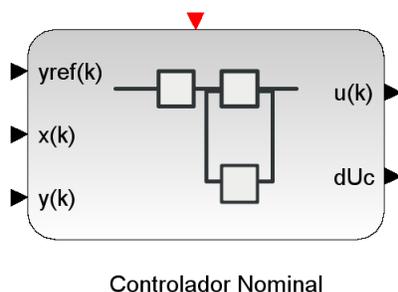


Figura 5.2: Bloco implementado em *Scilab* para a estratégia de controle nominal da planta.

O diagrama interno do superbloco descrito acima é detalhado na Figura 5.3. O incremento de x em conjunto com o sinal de saída da planta y e a referência y_{ref} são utilizados como argumentos da função `mpc_func_cons` implementada em *Scilab*. As primeiras posições da trajetória de movimentos nas ações de controle ΔU_c calculada pela função são extraídas pelo bloco **EXTRACT** e somadas ao sinal de controle anterior $u(k - 1)$ gerando o novo sinal de controle para a planta $u(k)$.

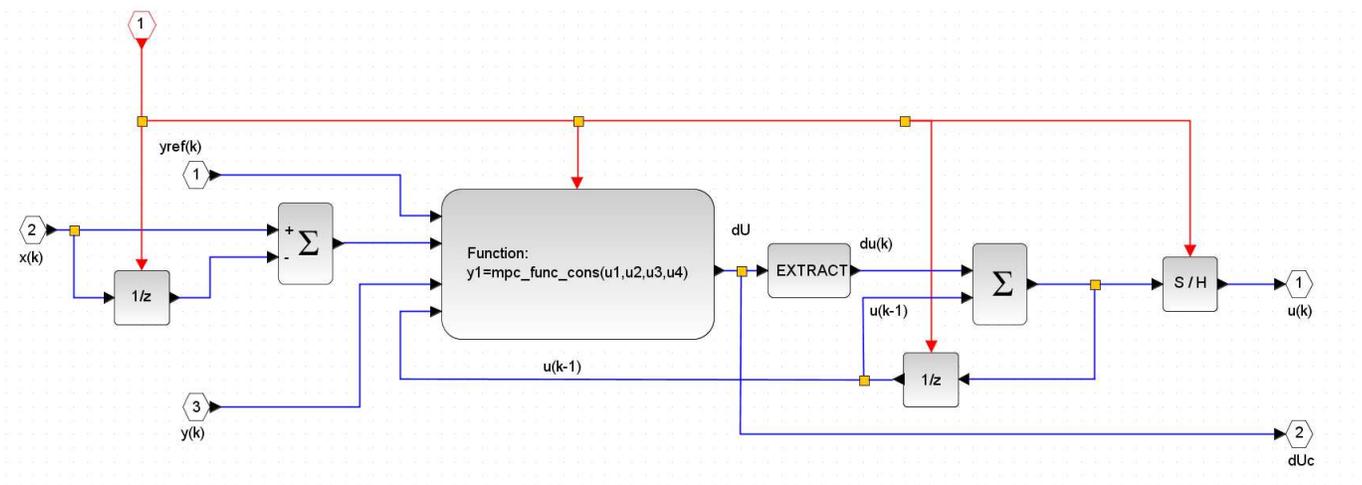


Figura 5.3: Diagrama interno do controlador nominal da planta.

5.1.2 Modelo interno do controlador

O modelo de predição da planta utilizado pelo controlador consiste na versão discretizada do modelo linear apresentado na Seção 4.5 para as matrizes A e B_1 (Equações 4.26 e 4.27) no qual somente as duas primeiras entradas do modelo (correspondentes às vazões q_1 e q_2) são consideradas no cenário nominal. O tempo de amostragem para o modelo discreto foi escolhido com relação à menor constante de tempo do sistema ($\tau = 167$ s) calculada para o modelo linearizado para um intervalo apresentado na Equação 5.1 (ZHU, 2001). Além disso, os tempos de assentamento das malhas de controle (em torno de 10s) foram considerados, optando-se por uma taxa de amostragem maior que o tempo no qual a vazão atinge seu valor de referência permitindo que a dinâmica dos controladores **FC-101** e **FC-102** fossem desprezadas no modelo. Deste modo, a taxa de amostragem do sinal da planta com um intervalo de $T_s = 20$ s foi considerada ideal para o sistema de controle.

$$\frac{\tau}{20} \leq T_s \leq \frac{\tau}{4} \quad (5.1)$$

Uma perturbação degrau com amplitude igual a 4 L/h na referência do controlador **FC-102**

(vazão q_2) foi aplicada no instante de tempo $t = 100$ s com o objetivo de comparar o efeito da taxa de amostragem sobre a dinâmica das variáveis de saída. O sinal adquirido para o sensor de pH do tanque em duas taxas de amostragem distintas ($T_s = 1$ s e $T_s = 20$ s) é apresentado no gráfico da Figura 5.4. Nota-se que a amostragem ($T_s = 20$ s) escolhida para o sinal de entrada do controlador manteve as características da planta. Cabe ressaltar que o sinal medido pelo sensor de nível é mais lento e, portanto, suas características também foram preservadas. O gráfico para o nível foi omitido por simplicidade.

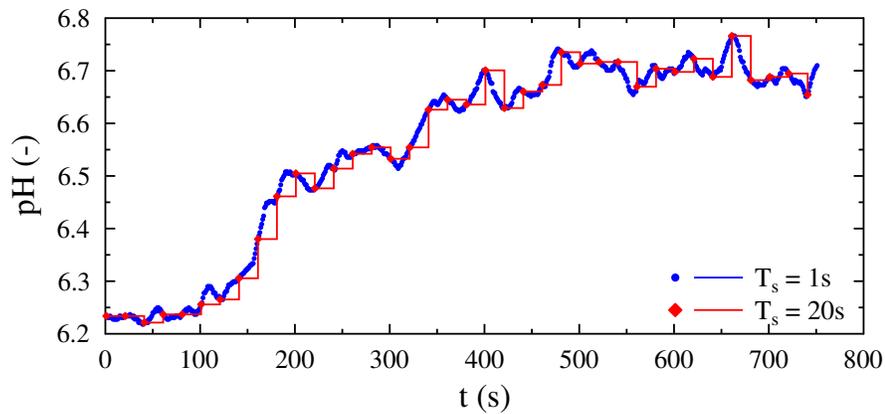


Figura 5.4: Sinal de pH com diferentes taxas de amostragem.

5.1.3 Demais considerações sobre a dinâmica da planta

Observou-se durante os testes experimentais a presença de perturbações e possivelmente um sinal de ruído com aspecto auto-correlacionado somado ao sinal da planta medido pelo sensor de pH. Esse fato pode ser observado nos picos de sinal na Figura 5.4 e também na resposta dinâmica do sistema apresentada na Figura 5.5 para um teste com perturbação degrau de amplitude igual a 6 L/h em **FC-102** no instante de tempo $t = 3,34$ min (200 s).

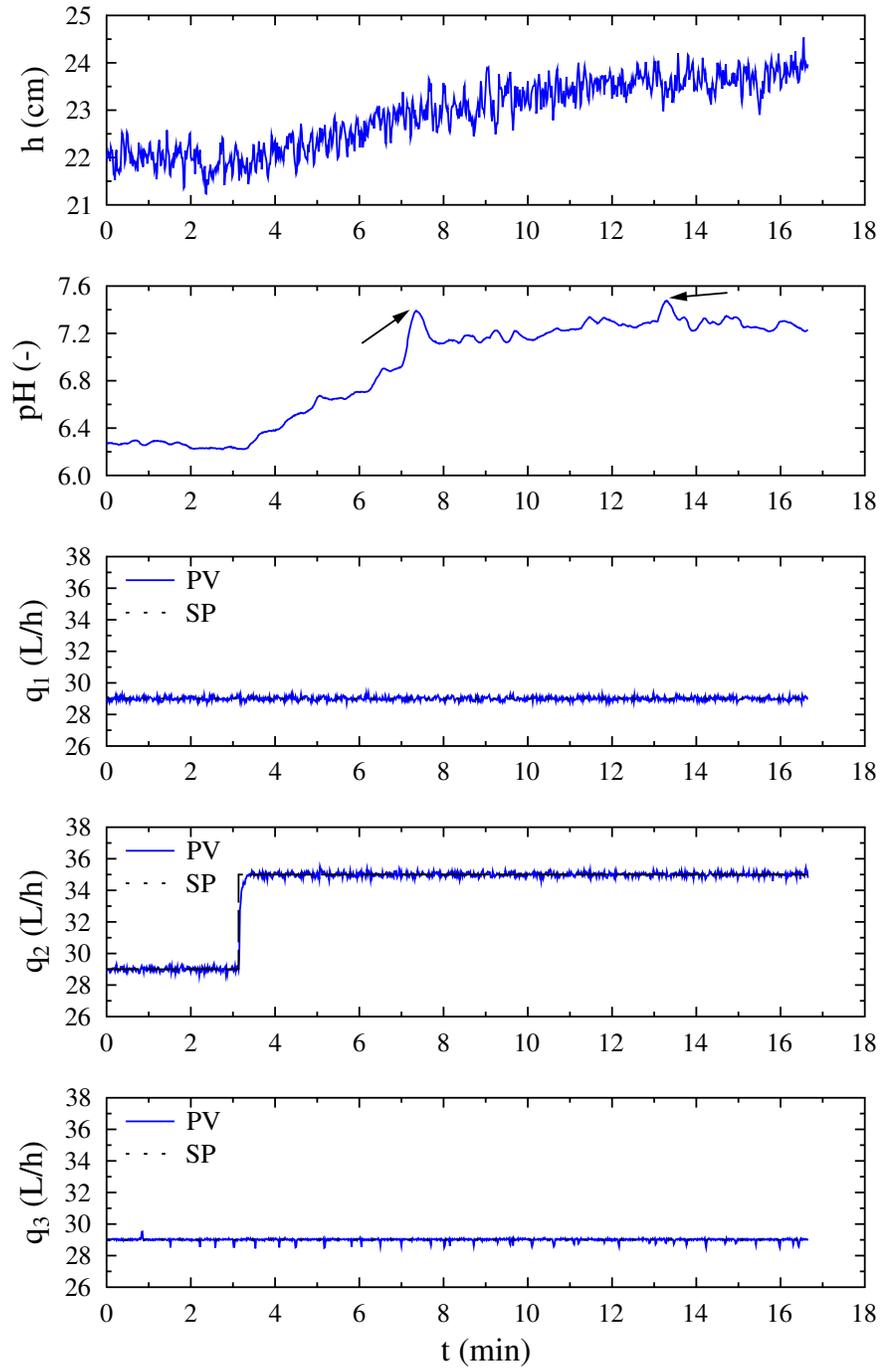


Figura 5.5: Avaliação da dinâmica das variáveis de saída com a possível presença de um ruído auto-correlacionado (indicado por setas) na variável pH.

A presença dessas perturbações pode ter origem na ineficiência do agitador utilizado ou na posição do sensor dentro do tanque de mistura. Outra hipótese levantada, relaciona a característica do ruído ao condicionamento do sinal emitido pelo transmissor de pH, que pode estar associado a um filtro analógico ou digital. No entanto, a única opção encontrada nos parâmetros de configuração do transmissor foi um filtro de média móvel que foi imediatamente desativado por resultar em um sinal de saída demasiadamente lento. Nenhuma outra opção relacionada ao condicionamento do sinal foi encontrada. Esse fato não foi observado na variável medida pelo sensor de nível.

5.1.4 Estimador de Estados

Uma das entradas do controlador nominal da planta consiste nos estados da planta que são incompletos, pois os invariantes da reação não são medidos. Deste modo, houve a necessidade de implementação de um estimador de estados. Segundo Henson e Seborg (1994), a característica desacoplada das equações do modelo da planta demandaria apenas um observador em malha aberta com os invariantes calculados a partir das Equações 4.8 e 4.9 (Seção 4.5). No entanto, essa hipótese só é válida para um sistema com modelo muito próximo ao comportamento dinâmico do processo real, o que não se pode afirmar nesse trabalho, como observado no sinal medido da planta apresentado no item anterior.

Deste modo, optou-se pela implementação de um estimador em malha fechada a partir de um filtro de Kalman (SIMON, 2006) para a tarefa de se estimar os estados do modelo usados como entradas para o controle nominal. Uma série de testes baseados na estimativa dos estados utilizando dados coletados da planta foram realizados para a sintonia do filtro para as matrizes de covariância do ruído de processo $Q_{estim} \in \mathbf{R}^{n_x \times n_x}$; covariância do ruído das observações $R_{estim} \in \mathbf{R}^{n_y \times n_y}$ e a estimativa inicial da matriz de covariância do erro *a posteriori* $P(0|0) \in \mathbf{R}^{n_x \times n_x}$ apresentadas na Tabela 5.1.

A eficiência do filtro de Kalman em estimar os estados do processo foi verificada a partir de testes em malha aberta. Um sinal de entrada multinível foi projetado para excitar as saídas da

Tabela 5.1: Parâmetros de projeto do controlador nominal da planta.

Variável	Significado	Valor
Q_{estim}	covariância do ruído de processo	$diag([1 \times 10^{-7}, 1 \times 10^{-7}, 1])$
R_{estim}	covariância do ruído nas observações	$diag([1, 1])$
$P(0 0)$	covariância do erro <i>a posteriori</i>	$diag(1, 1, 1)$

planta e os dados coletados foram utilizados em conjunto com o Filtro de Kalman para gerar a estimativa dos estados. O resultado do teste, apresentado na Figura 5.6, mostra que o sinal de saída predito pelo Filtro de Kalman é próximo do sinal medido da planta e, portanto, comprova sua capacidade em obter boas estimativas dos estados da planta.

5.1.5 Comparação entre planta e modelo em malha fechada

O cenário de controle nominal foi considerado para uma trajetória de referência no controle de pH percorrendo os valores 6,3 – 7,5 – 6,3, enquanto o nível do reator era mantido em aproximadamente 22,4 cm (80% de sua altura máxima). Foram consideradas restrições nas variáveis manipuladas de acordo com os limites físicos dos atuadores (Tabela 5.2).

Tabela 5.2: Restrições incorporadas ao controle nominal para as variáveis manipuladas (MV).

MV	u_{min}	u_{max}
q_1	23 L/h	50 L/h
q_2	23 L/h	50 L/h
q_3	23 L/h	40 L/h

A seleção dos parâmetros do controlador nominal, matrizes de peso Q_y e Q_u e os horizontes de predição H_p e de controle H_c , foi realizada *offline* a partir de simulações do controle aplicado ao modelo não-linear. Os parâmetros do controlador nominal são apresentados na Tabela 5.3.

Nas simulações foram considerados ruídos aditivos com média zero e variância 0,001 (desvio padrão igual a 0,03) para o sensor de pH e 0,05 (desvio padrão igual a 0,22) para o sensor de nível. A diferença de ganho entre os regimes de operação resultante da não linearidade estática

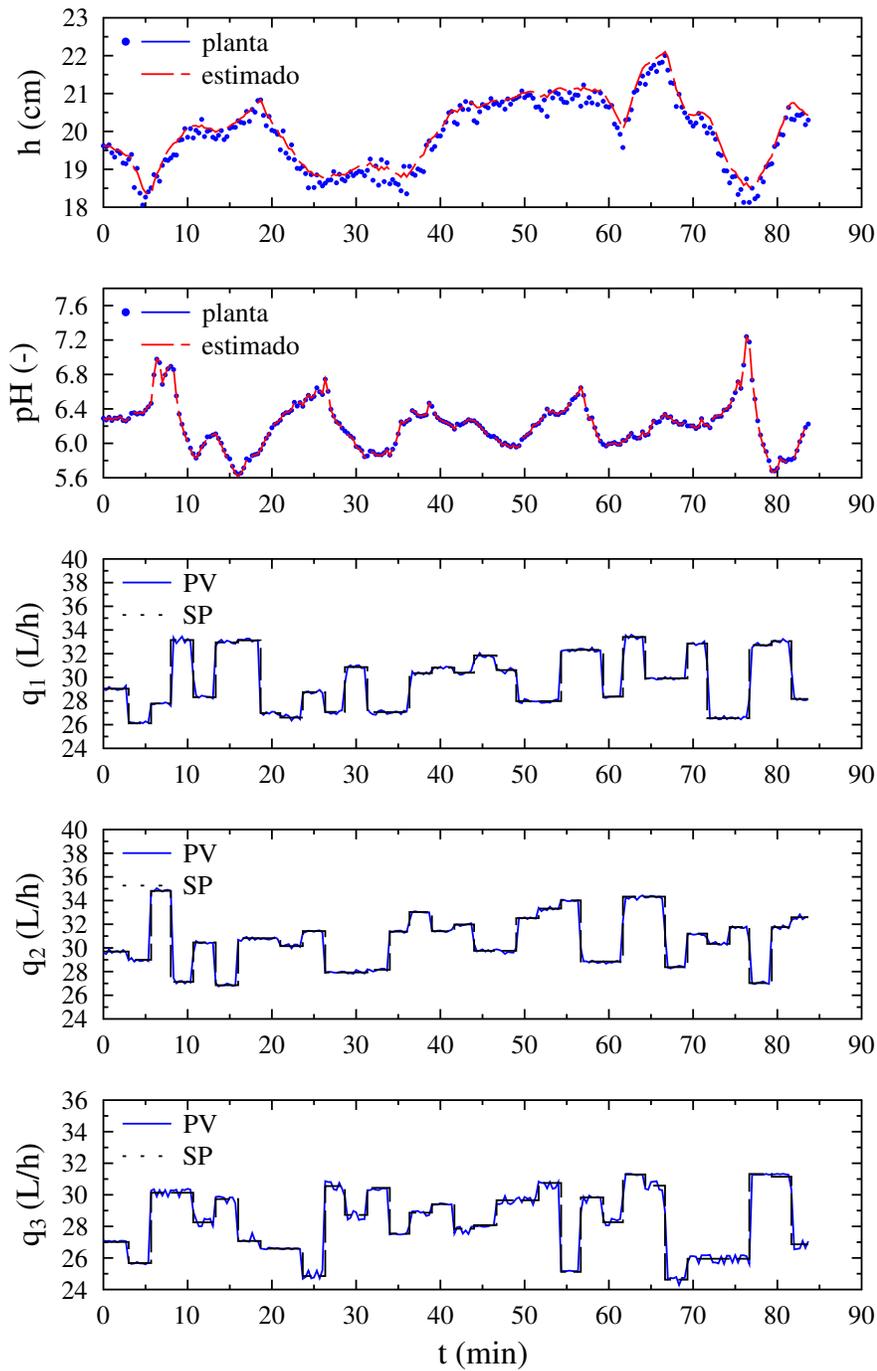


Figura 5.6: Validação do estimador de estados baseado no Filtro de Kalman.

Tabela 5.3: Parâmetros de projeto do controlador nominal da planta.

Variável	Significado	Valor
T_s	Tempo de amostragem	20 s
Q_y	Matriz de pesos nas saídas	$diag(0,75; 1,75)$
Q_u	Matriz de pesos nas entradas	$50 \times diag(1, 1, 1)$
H_c	Horizonte de controle	5 instantes (100 s)
H_p	Horizonte de predição	12 instantes (240 s)

levou a uma seleção de parâmetros conservadores para os valores da matriz de pesos nas entradas (Q_u), permitindo um controle satisfatório tanto nas regiões de menor ganho (próximo ao pH 6,3) quanto as regiões de maior ganho (próximo ao pH 7,5). A simulação resultante para os parâmetros selecionados é exibida na Figura 5.7.

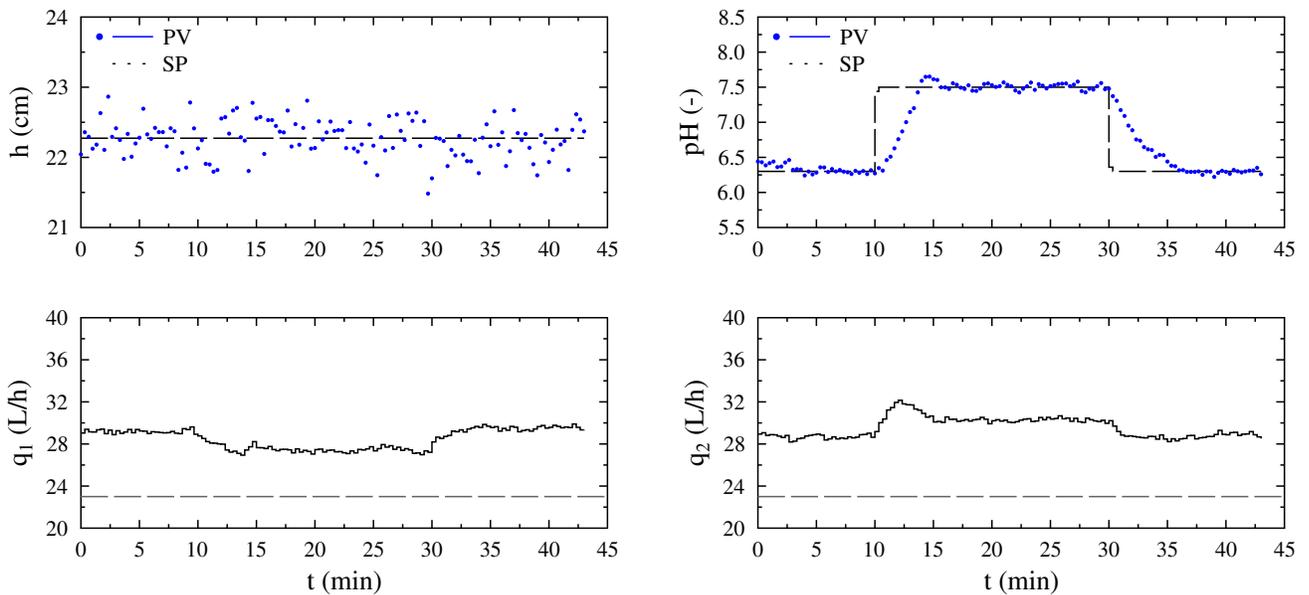


Figura 5.7: Comportamento da planta em malha fechada para cenário simulado.

Os resultados experimentais para as mesmas condições do cenário simulado são apresentados na Figura 5.8. Observa-se que as características dinâmicas das respostas em malha fechada para o cenário real são semelhantes à resposta obtida para o cenário simulado.

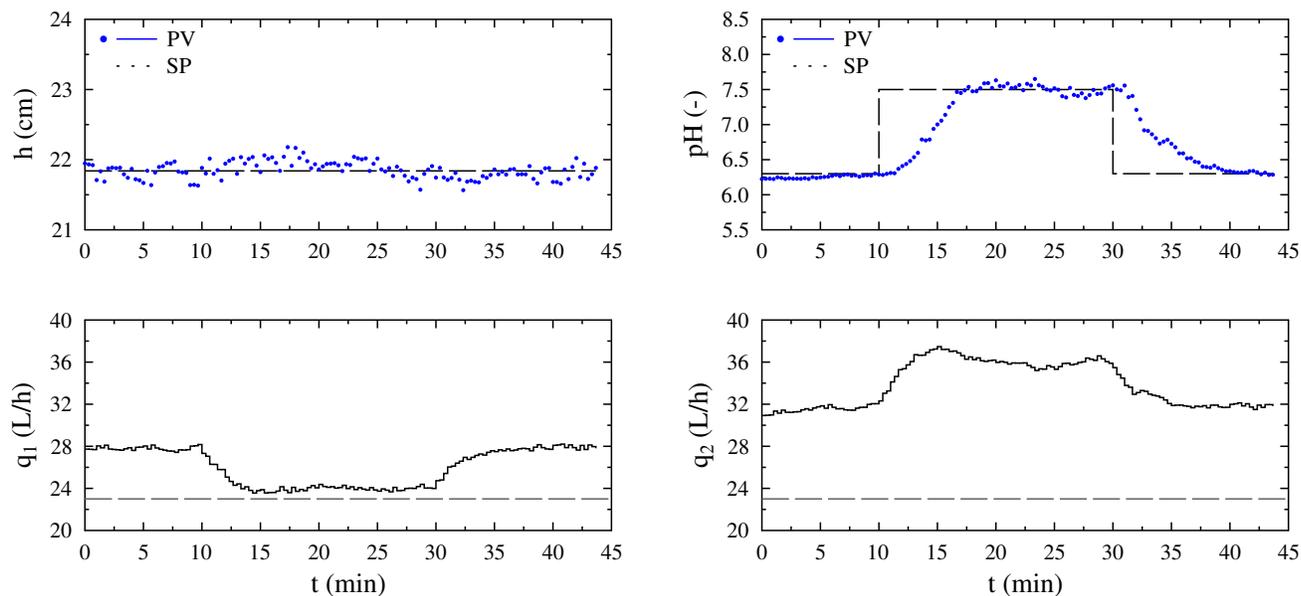


Figura 5.8: Comportamento da planta em malha fechada para cenário real.

O cenário real, no entanto, é mais lento que o cenário simulado. Este fato pode ser verificado pelo tempo de subida da variável controlada (pH) que é de aproximadamente 4 min (13 instantes) na simulação e 6 min (20 instantes) no experimento. Outro fato relevante tem relação com a excursão do sinal de controle que tem amplitude maior no cenário real quando comparado à simulação.

Este fato pode estar relacionado a espécies tamponantes provenientes do uso de água procedente do abastecimento público nos ensaios experimentais. Deste modo, o experimento tem possivelmente um ganho relacionado ao pH menor que o cenário simulado, visto que as variáveis manipuladas na prática percorreram trajetórias mais amplas apesar de apresentarem características dinâmicas semelhantes à simulação. Além disso, deve-se considerar a dinâmica dos sensores e atuadores no cenário experimental.

Apesar destas diferenças, considera-se que os parâmetros selecionados a partir das simulações são eficazes também para o cenário real. Deste modo, o comportamento em malha fechada apre-

sentado na Figura 5.8 foi eleito como base para a avaliação de falhas no sistema e a análise do controle reconfigurável.

5.2 Avaliação experimental do controle reconfigurável

A avaliação experimental da estratégia de controle reconfigurável para o caso de falhas no controlador nominal da planta ou nos componentes que o compõem tem o objetivo de prover a base empírica para a validação da técnica proposta. Dentre as estratégias estudadas, optou-se por demonstrar experimentalmente o atuador virtual com ação integral e a estratégia de horizonte móvel finito para três condições distintas: (i) falhas com bloqueio do atuador na posição de equilíbrio; (ii) falhas com bloqueio do atuador fora da posição de equilíbrio; (iii) falhas com perda de eficiência do atuador.

O cenário base para aplicação das técnicas foi apresentado na seção anterior na descrição do controlador nominal (Figura 5.8). O cenário de falha é gerado a partir de um sistema de injeção de falhas desenvolvido de modo a inserir as falhas na estrutura de controle em linha (*online*) gerando o panorama onde não existe uma estratégia de controle tolerante para lidar com essa falha. Em seguida, testes com falhas no experimento em conjunto com as estratégias de controle tolerante reconfigurável baseadas no atuador virtual são analisadas.

Uma comparação de desempenho entre os três cenários: nominal, falha sem reconfiguração e falha com planta reconfigurada, será apresentado como forma de avaliação da estratégia proposta. A seguir serão discutidas as implementações dos blocos responsáveis pela injeção de falhas no sistema experimental e a estratégia de controle reconfigurável baseada no atuador virtual.

5.2.1 Sistema de injeção de falhas

O sistema de injeção de falhas representado na Figura 5.9 é o bloco responsável por inserir as falhas no processo de neutralização em tempo real. O tipo de falha executada pelo bloco (bloqueio

ou perda de eficiência) é definida na inicialização do diagrama. O bloco recebe continuamente o sinal do controlador nominal da planta e o modifica para simular o efeito da falha no laço de controle.

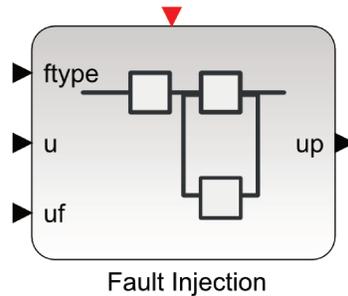


Figura 5.9: Bloco para injeção de falhas.

A entrada f_{type} recebe um sinal inteiro que indica o tipo de falha e o instante no qual a falha começa a afetar a planta. Quando a falha é iniciada o sinal destinado aos atuadores da planta representado pela entrada u_p é modificado de acordo com a falha selecionada. O sinal modificado é enviado para a saída u que é alimentado a planta. A entrada u_F permite que o usuário, no caso de falhas com bloqueio do atuador, indique a posição em que o atuador encontra-se bloqueado.

5.2.2 Implementação do atuador virtual

A estratégia de controle reconfigurável, responsável por lidar com as falhas no laço de controle, foi implementada nos superblocos apresentados na Figura 5.10, nos quais optou-se por utilizar o atuador virtual com horizonte finito e ação integral.

O bloco responsável por reconfigurar a estrutura de controle recebe o sinal do controlador u_m e o modifica de acordo com a estratégia de reconfiguração para o sinal u_p relevante para os atuadores remanescentes da planta. O bloco de reconfiguração foi elaborado para trabalhar junto a uma estratégia de detecção e isolamento de falhas (FDI, na sigla em inglês) e portanto só inicia suas ações no laço de controle se a entrada $state$ for acionada por um sinal binário proveniente do mecanismo de detecção da falha. A posição de bloqueio da falha no atuador é informada na entrada

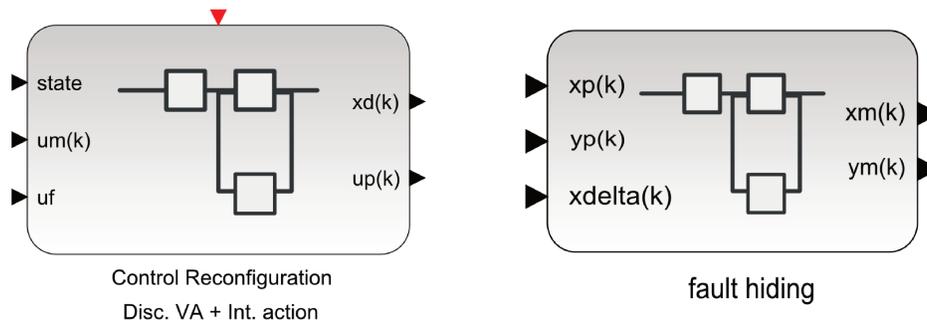


Figura 5.10: Bloco de reconfiguração baseado no do atuador virtual.

u_F . Cabe ressaltar, que um sistema FDI não foi propriamente implementado nesse trabalho. No entanto, o atraso de tempo na detecção de uma falha foi considerado nos testes experimentais.

O ocultamento da falha modificando o sinal de entrada para o controlador nominal é realizado a partir do bloco denominado **Fault Hiding**. O bloco recebe o sinal na entrada “ x_d ” que representa o estado desvio x_Δ proveniente do bloco reconfigurador e altera o sinal de saída e os estados estimados da planta com falha em seus atuadores para os sinais x_m e y_m ocultando a falha para controlador nominal que é mantido no laço durante a reconfiguração a planta.

O diagrama interno do bloco **Control Reconfiguration** é apresentado na Figura 5.11. Este bloco em questão é baseado no modelo discreto do atuador virtual com estado aumentado por integradores para incorporar a ação integral na estratégia de reconfiguração.

A função `va_func_type1_fixed_uc` é responsável por resolver o problema de otimização com restrições para o cálculo do sinal modificado u_p destinado aos atuadores da planta. As matrizes do modelo nominal da planta e a matriz de entradas alterada para o cenário de falha, assim como as restrições referentes às variáveis manipuladas são alimentadas na função durante a inicialização do diagrama.

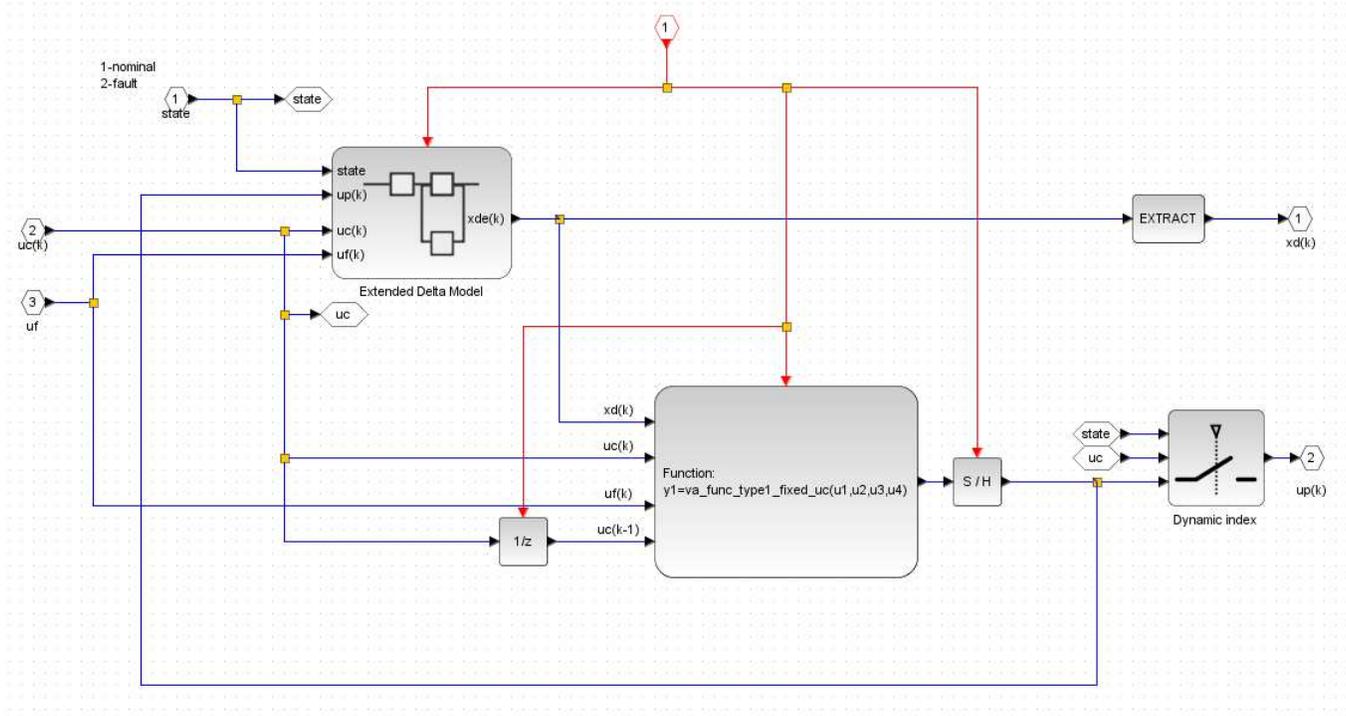


Figura 5.11: Diagrama interno do bloco de reconfiguração baseado no atuador virtual.

5.3 Resultados Experimentais

Nesta seção, apresentam-se os resultados referentes a avaliação experimental da estratégia de controle reconfigurável na planta. Como enfatizado anteriormente, os testes experimentais para reconfiguração foram divididos em três cenários:

- **Cenário 1:** bloqueio do atuador na posição de equilíbrio;
- **Cenário 2:** bloqueio do atuador em uma posição fora da posição de equilíbrio;
- **Cenário 3:** perda de desempenho do atuador.

A primeira etapa aplicada a todos os cenários estudados foi a avaliação do efeito da falha no laço de controle quando não existe estratégia de reconfiguração ou acomodação para lidar com o evento de falha na planta. Desta forma pôde-se observar como a dinâmica do processo é afetada pela falha evidenciando os seus efeitos da ausência do procedimento de controle tolerante.

Em seguida, o mesmo teste experimental foi repetido na presença da estratégia de reconfiguração, demonstrando a recuperação do sistema perante a falha a partir da utilização da redundância analítica baseado no método fundamentado no atuador virtual utilizando os blocos apresentados nessa seção. A matriz de pesos para os estados Q_v , a matriz de peso para os integradores Q_i e a matriz de pesos R_v para as variáveis manipuladas são apresentadas na Tabela 5.4. Esses valores, com ordens de grandeza distintas, são relacionados à diferença entre os estados que representam os invariantes da reação e o nível do reator. O horizonte do atuador virtual foi selecionado com uma extensão igual ao horizonte de controle do controlador nominal, ou seja, $N_v = 5$.

Tabela 5.4: Parâmetros de projeto do atuador virtual.

Variável	Significado	Valor
R_v	Matriz de pesos para as entradas	$diag([1, 1, 1]) \times 10^{-3}$
Q_i	Matriz de pesos para os integradores	$diag([1 \times 10^8, 1 \times 10^8, 1])$
Q_v	Matriz de pesos para o estado x_Δ	$diag([1 \times 10^9, 1 \times 10^9, 1])$

A estratégia completa de reconfiguração da planta é exibida no diagrama apresentado no Apêndice C. Nesse trabalho, considerou-se que falha no laço de controle é efetivamente detectada e isolada por um sistema de monitoramento de falhas. Com o objetivo de se obter uma situação similar a um evento de falha ocorrido em um cenário industrial, considerou-se que a falha não pode ser imediatamente informada pelo método de detecção, indiferente do seu algoritmo. Portanto, um atraso de 100 s foi inserido no sinal de detecção destinado ao acionamento do bloco de reconfiguração.

5.3.1 Cenário 1: Falha do atuador na posição de equilíbrio

No primeiro experimento, foi considerada uma falha afetando o sistema no instante $t = 750$ s (12,5 min) após a mudança do sinal de referência do controlador, resultando no bloqueio do atuador na posição de equilíbrio do sistema $q_1 = 29$ L/h. O efeito da falha é apresentado na Figura 5.12.

Observa-se pelo gráfico das variáveis de saída que o controlador nominal na presença da falha

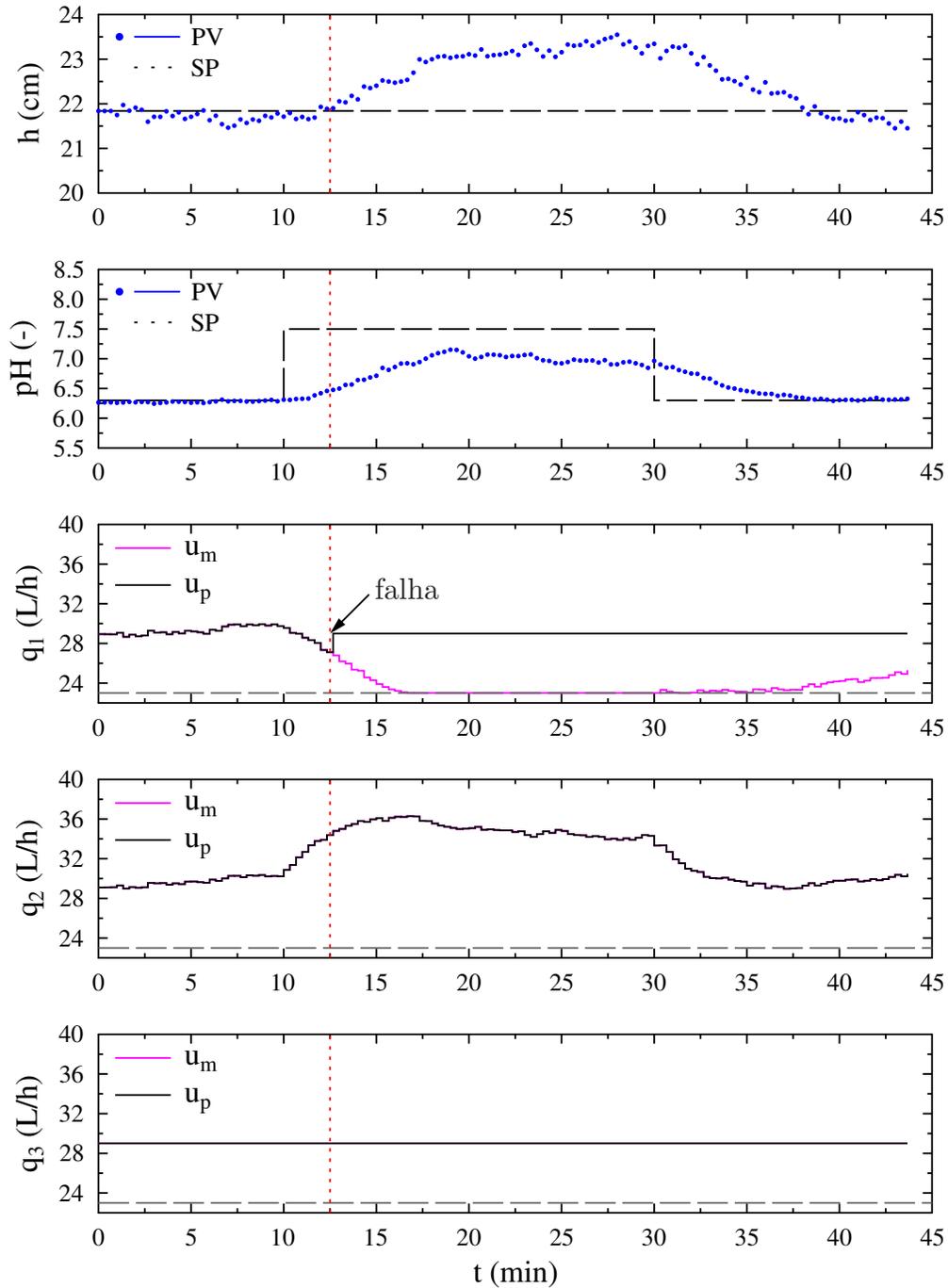


Figura 5.12: Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada com bloqueio da vazão de ácido em q_1 no ponto de equilíbrio.

fica impedido de rastrear a referência do pH, gerando um desvio permanente em relação ao pH de referência 7,5 e, além disso, perde a capacidade de regular o nível no reator. Na tentativa de controlar o pH no reator, o controlador nominal continua enviando o sinal de controle (u_m) que chega ao limite inferior da variável manipulada (q_1) saturando-a. Isto ocorre pois o controlador não distingue a falha do comportamento dinâmico, deste modo, do ponto de vista do controlador nominal se o processo não responde é necessário aumentar a ação de controle. Porém, nenhum efeito é obtido, pois a falha impede o atuador de receber esse sinal. Portanto, como o atuador encontra-se bloqueado na vazão 29 L/h, o sistema só atinge o *setpoint* para o nível e pH quando a referência retorna ao ponto de equilíbrio do processo.

Na Figura 5.13 apresenta-se o resultado da estratégia de controle reconfigurável atuando no sistema com a finalidade de acomodar os efeitos da falha considerada nesse cenário.

Existe um atraso de 100 s no recebimento da informação de falha ocasionado pelo atraso estipulado na detecção da falha. Portanto, o bloco reconfigurador só inicia as ações para acomodar a falha em $t = 14$ min (850 s). Assim que o evento anormal é informado ao bloco reconfigurador, esse é acionado e então o procedimento de reconfiguração a partir da redundância analítica (**FC-103**, referente a vazão q_3) é iniciado.

O uso do bloco reconfigurador permite ao sistema com a estratégia baseada no atuador virtual recuperar o seu desempenho. Portanto, é atingida a referência para o pH 7,5 enquanto o nível do reator é regulado de forma satisfatória rejeitando as perturbações. O controlador nominal continua funcional e não precisa ser retirado do laço de controle ou desativado. As ações de controle nominal continuam sendo efetuadas como se o sistema não estivesse sob efeito da falha. Isto é observado no sinal u_m calculado pelo controlador que recebe o sinal modificado pelo bloco reconfigurador para simular o processo em estado nominal. Portanto, verifica-se que a estratégia de controle reconfigurável também é efetiva na tarefa de ocultar a falha no sistema.

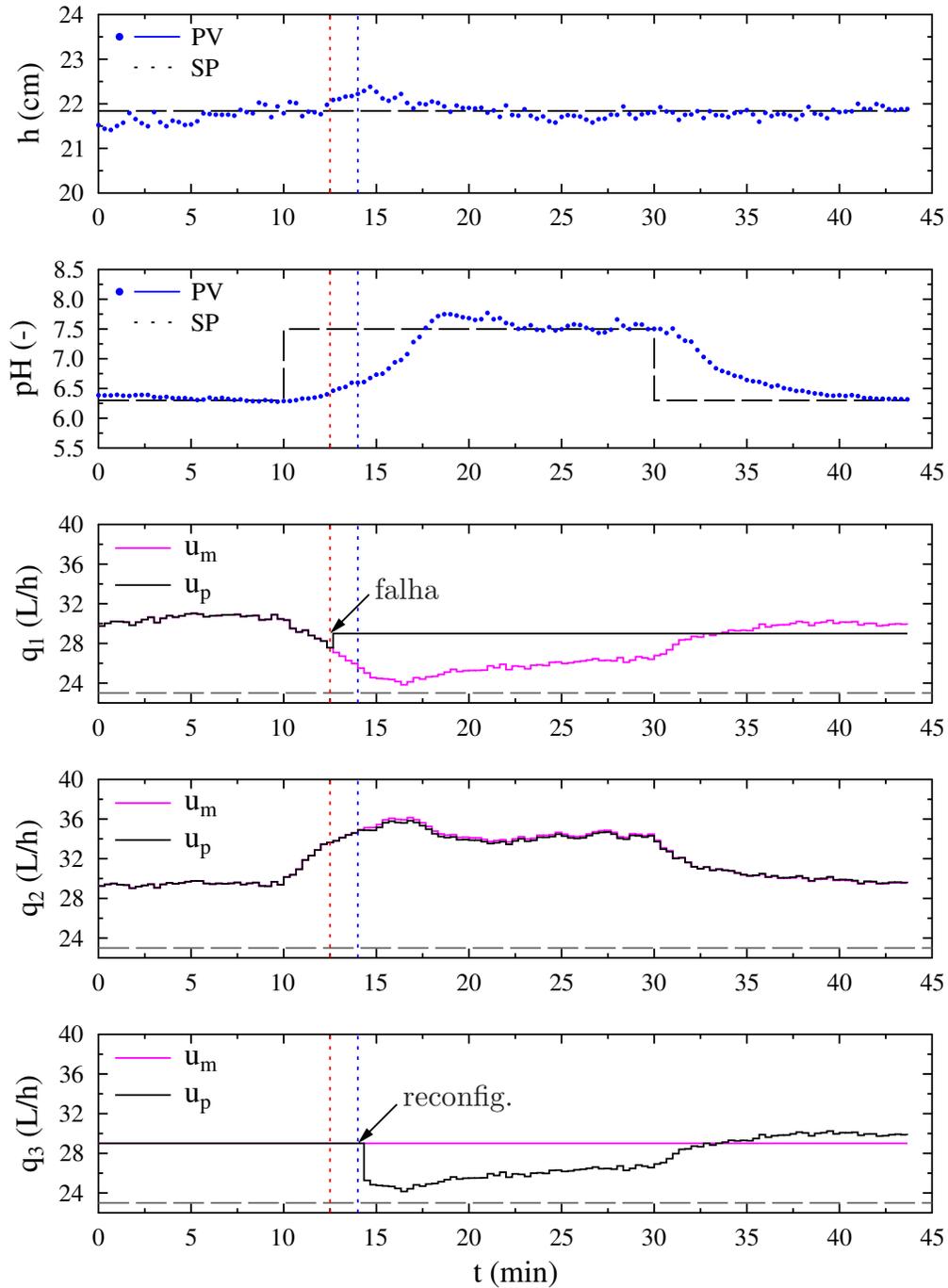


Figura 5.13: Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada após reconfiguração da estratégia de controle perante a falha com bloqueio da variável manipulada (q_1) no ponto de equilíbrio.

5.3.2 Cenário 2: Falha do atuador fora da posição de equilíbrio

O segundo cenário, no qual a falha trava o atuador em uma posição qualquer do seu range de atuação, é considerado o mais comum na indústria. Nesse estudo foi considerada uma falha em que o atuador fica fixo no limite inferior da variável manipulada, ou seja, a variável q_1 fica bloqueada permanentemente em um valor de vazão fora do ponto de operação. Esse local de bloqueio é dado por $u_{F1} = 23$ L/h, resultando na saturação persistente do atuador.

Pode-se observar, a partir dos dados coletados do processo (Figura 5.14), que a falha quando entra no laço de controle faz com que o sistema nominal perca sua capacidade de controlar tanto o nível quanto o pH do reator. O nível sofre redução durante todo o experimento, fato considerado grave, pois poderia levar ao esgotamento do tanque. Além disso, o valor da variável pH ultrapassa a referência e não consegue retornar ao ponto de equilíbrio.

O sinal de controle é elevado até o limite superior da variável manipulada ao tentar reduzir o pH do reator e aumentar o nível do tanque, resultando mais uma vez, em uma saturação persistente do sinal de controle nominal. Considerando esses efeitos de falha, observa-se que a falta de uma estrutura de controle tolerante pode prejudicar o desempenho do processo e ainda causar situações de perigo.

Assim como no primeiro cenário, a reconfiguração do sistema o cenário 2 também é eficaz (Figura 5.15). O efeito da falha no sistema experimental fica quase imperceptível quando a estratégia de controle reconfigurável é acionada, ou seja, a reconfiguração completa (comportamento dinâmico com reconfiguração igual ao comportamento nominal) do sistema é praticamente alcançada.

No instante em que a falha é informada, o atuador virtual inicia sua ação com um salto na variável redundante permitindo que o sistema reestabeleça seu comportamento rapidamente. Pode-se verificar na Figura 5.15 que o sinal de controle nominal calculado, continua ativo e estável, devido à etapa de ocultamento da falha. Portanto, comprova-se que o sistema de reconfiguração pode retomar o desempenho do controlador nominal para uma falha com bloqueio do atuador em qualquer posição da sua faixa de controle, desde que a controlabilidade do sistema seja assegurada.

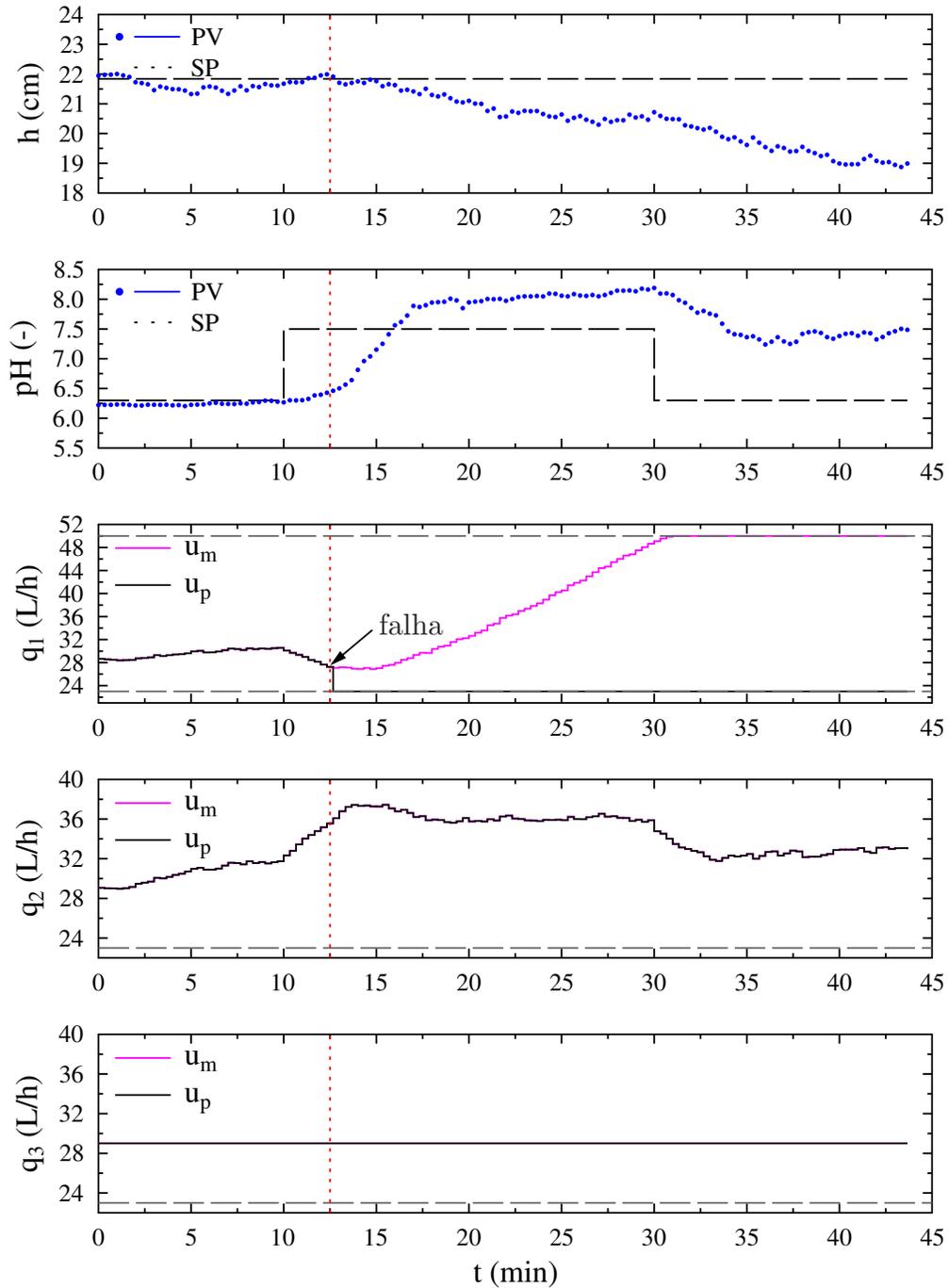


Figura 5.14: Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada com atuador travado no limite inferior da variável ($q_1 = 23$ L/h).

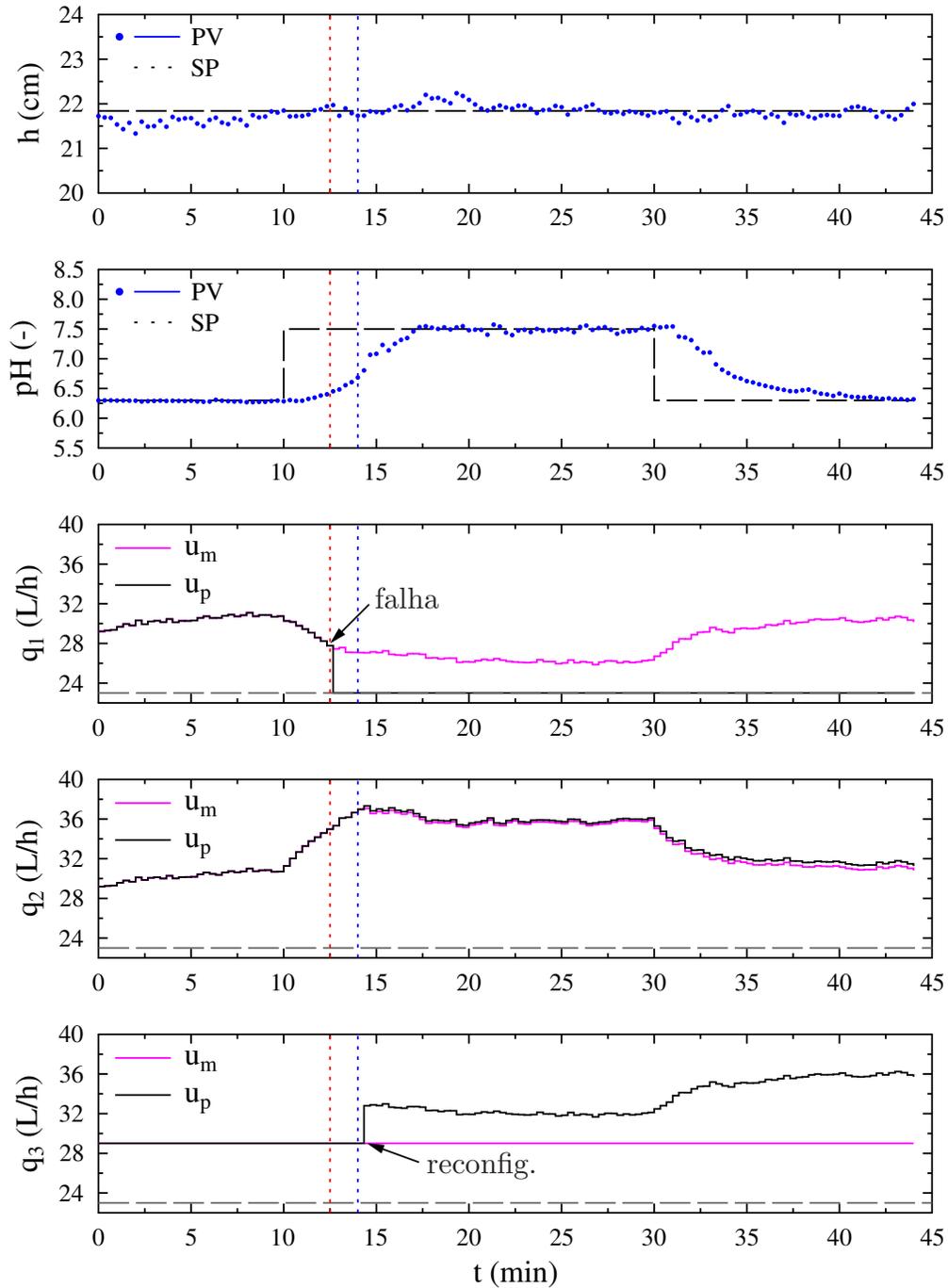


Figura 5.15: Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada após reconfiguração da estratégia de controle perante a falha com saturação no limite inferior da variável manipulada.

5.3.3 Cenário 3: Falha do atuador com perda de desempenho

Neste experimento, uma falha resultante da degradação do atuador (q_1) com 50% de perda de desempenho na variável manipulada é considerada. Essa falha representa um cenário no qual o atuador recebe um sinal de controle mas é incapaz de realizar a ação requerida completamente, executando-a apenas parcialmente. Para tanto, o bloco de injeção de falhas altera o valor recebido do controle nominal em metade (50%) do valor recebido. O modelo da falha para implementação consiste em multiplicar uma constante que considera a redução de desempenho à coluna da matriz de entradas do sistema referente ao atuador sob efeito da falha.

O sistema de injeção de falhas foi configurado para que a falha entrasse no sistema no instante $t = 8,33$ min ($t = 500$ s) (período anterior aos demais cenários). Essa diferença no tempo de início da falha foi concebido para que a perda de desempenho fosse em relação ao valor nominal da variável e para que o atuador virtual somente iniciasse ações de correção a partir da mudança do sinal referência do pH. Os efeitos da falha, observados na Figura 5.16, são similares aos efeitos do primeiro cenário, porém, menos agressivos, pois a compensação do atuador danificado não precisa ser completa, já que não existe a perda total do atuador.

Ambas as variáveis controladas ficam com um desvio em relação à sua referência na faixa entre 10 e 30 min. Esse desvio, porém, seria permanente caso a referência para o pH 7,5 fosse mantida durante todo o experimento. Deste modo, em um processo real, mesmo uma falha que não acarrete na perda total do atuador pode gerar prejuízos, nesse caso, levaria a um produto fora de especificação.

No cenário de reconfiguração (Figura 5.17), a estratégia baseada no atuador virtual inicia o procedimento de reconfiguração no instante $t = 10$ min. Como no cenário anterior, mostra que a reconfiguração é quase completa, resultando na recuperação do desempenho da planta e seu sistema de controle. Outro ponto interessante é que o atuador virtual pouco utiliza o atuador em falha, deste modo, o atuador com defeito não é forçado. A explicação para esse comportamento pode ser relacionada ao fato da corrente 3 (q_3) ser mais concentrada que a primeira e, portanto, exigir

menor esforço de controle. Do ponto de vista do problema de otimização presente na estratégia do atuador virtual, isso implicaria em um menor custo para a tarefa de reconfiguração do sistema.

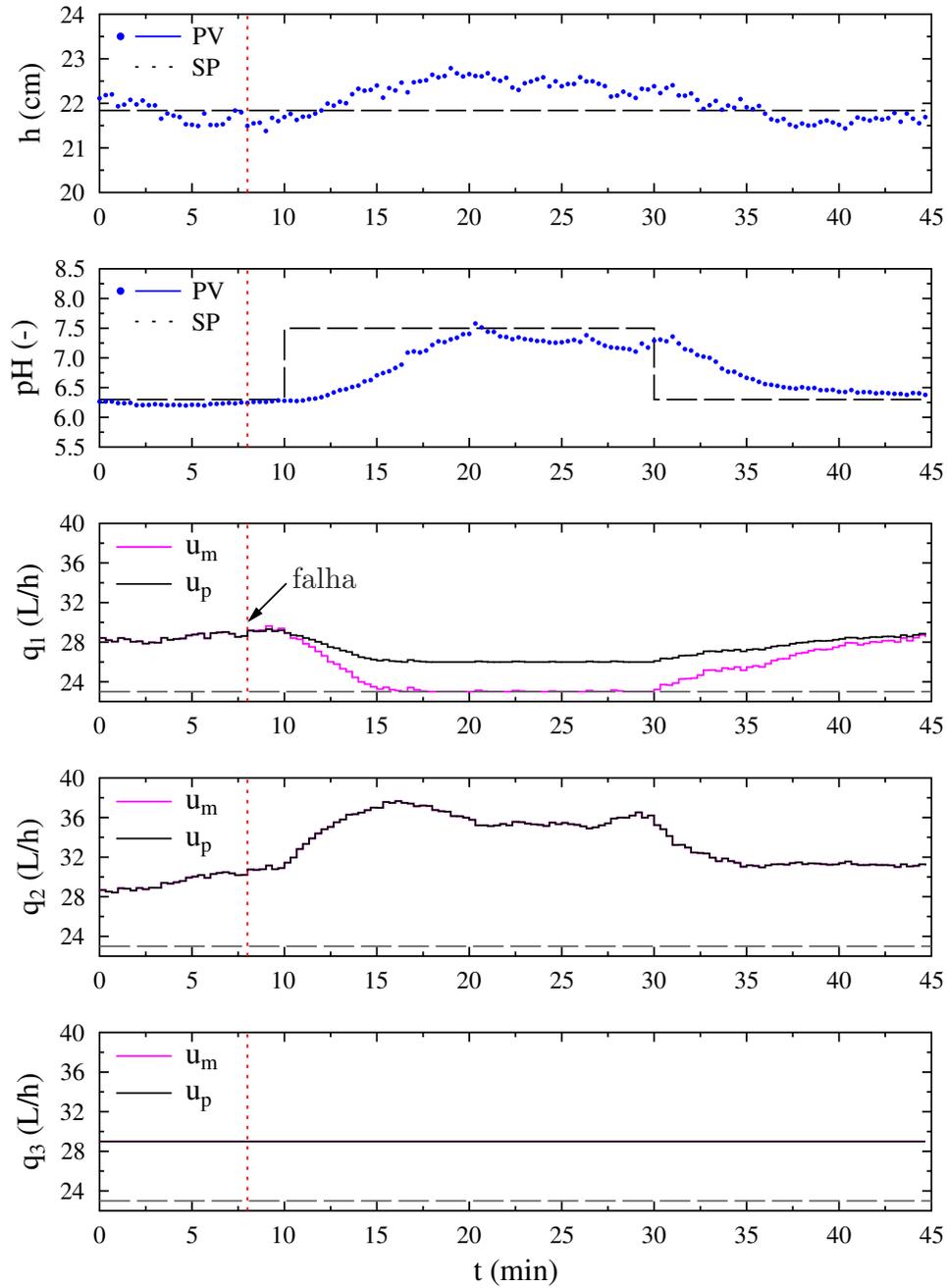


Figura 5.16: Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada com falha resultante da degradação do atuador 1 (linha de ácido, q_1).

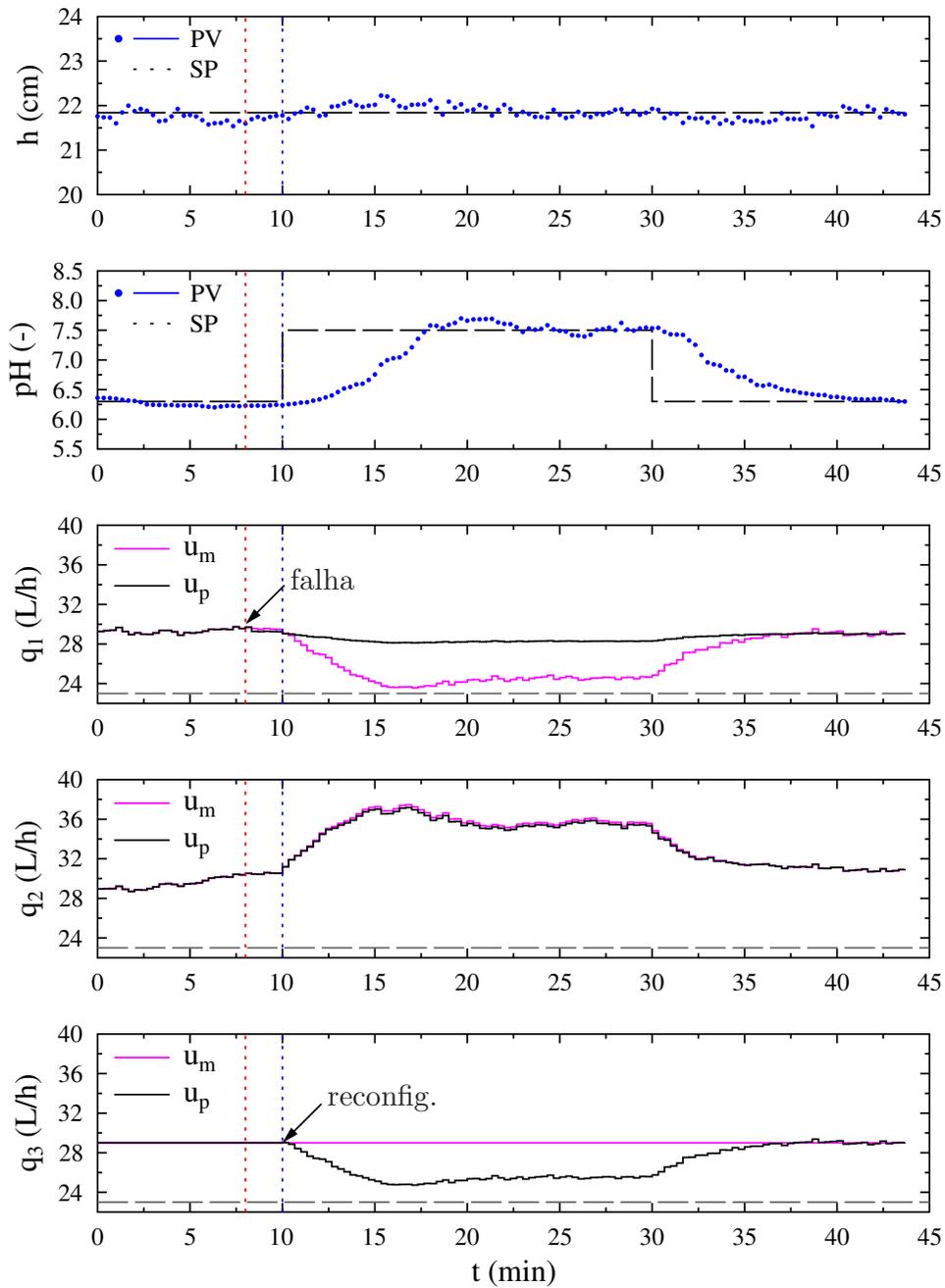


Figura 5.17: Comportamento dinâmico do sistema em malha fechada após reconfiguração da estratégia de controle perante a falha com degradação de desempenho na linha de ácido q_1 .

5.4 Discussões

O último capítulo abordou a aplicação experimental dos métodos e ferramentas propostas nesta tese. A implementação do controle nominal, o uso de um bloco para injeção de falhas e as funções do controle reconfigurável baseadas no atuador virtual foram demonstradas e empregadas experimentalmente. Diferentes cenários com falhas foram utilizados para a avaliação experimental das técnicas de controle reconfigurável. Em todos os cenários foi possível acomodar os efeitos da falha na estrutura de controle a partir da redundância funcional presente no sistema.

Este fato chama a atenção para um ponto importante relacionado à técnica exposta neste trabalho, que consiste na avaliação da controlabilidade da estrutura do processo, relacionada ao seu conjunto de atuadores para que a falha possa ser tratada. Ressalta-se que o critério de estabilizabilidade deve ser satisfeito para que o método possa ser empregado. Obviamente, o experimento e os cenários propostos nesse trabalho foram concebidos para que essa exigência fosse atendida. No entanto, se uma falha ocorresse na vazão de NaOH, por exemplo, não seria possível retomar o desempenho da planta.

Nessa caso, outras estratégias relacionadas à segurança de processos e ao controle tolerante devem ser utilizadas, como o projeto de plantas inerentemente seguras, projetadas em conformidade com os requisitos das estratégias de controle tolerante, a partir da análise de controlabilidade e observabilidade da planta para os diferentes cenários de falha e a consideração do procedimento a ser tomado no caso em que o uso da estratégia de controle tolerante não seja factível. Aqui, pode-se optar pelo uso de técnicas para parada segura do processo, de modo que o processo seja colocado em uma condição segura até que a falha seja isolada e mitigada.

Ademais, destaca-se a importância da avaliação experimental para a demonstração da viabilidade das ferramentas estudadas. Como pôde ser notado, o controlador nominal da planta permaneceu ativo durante todos os testes de reconfiguração devido ao procedimento de ocultamento da falha. Esta propriedade é considerada de grande importância na indústria química pois evita a interferência invasiva nas malhas de controle da planta, destinando a estratégia de controle tole-

rante para as situações pontuais em que for requerida. Além disso, provou-se que uma estratégia simples como os atuadores virtuais é capaz de devolver o desempenho do processo sem que para isso sejam necessárias lógicas intrincadas de segurança.

Capítulo 6

Conclusões

Este trabalho propôs o estudo e a aplicação de técnicas baseadas na modificação estrutural da planta para acomodar e mitigar falhas presentes em malhas de controle de processos químicos. O estudo se baseou no uso de atuadores virtuais, uma estratégia fundamentada no rastreamento do comportamento nominal da planta, para a avaliação de técnicas de controle reconfigurável com apelo prático para implementação em processos industriais. Esta técnica mantém o controlador nominal da planta inalterado durante o procedimento de reestruturação da malha de controle e, portanto, foi considerada nesse trabalho como a metodologia mais indicada para processos químicos.

A partir destas considerações e com base no estudo dos métodos disponíveis na literatura, foram propostas novas técnicas baseadas em atuadores virtuais. As contribuições deste trabalho incluíram o estudo dos atuadores virtuais aplicados a sistemas discretos e também sua extensão para consideração da predição do desvio da planta no futuro. A predição é realizada por meio de um horizonte móvel e utilizada para o cálculo do sinal de controle considerando o uso de algoritmos de otimização com o objetivo de garantir o desempenho e a estabilidade da planta. Além de promover benefícios relativos ao desempenho do algoritmo, comprovadamente observados na literatura a partir de estudos sobre controle preditivo, a consideração da estratégia baseada

em otimização permitiu considerar-se de forma explícita as restrições relacionadas às redundâncias físicas e analíticas do processo no procedimento de reconfiguração. Outra colaboração envolveu a discussão e consideração do horizonte infinito na concepção do atuador virtual com horizonte móvel para garantia de estabilidade *a priori* da estratégia para o caso nominal.

Em paralelo às contribuições teóricas, esse trabalho teve por objetivo formar a base empírica para validação da metodologia apresentada. Um processo de neutralização para controle de pH foi montado e instrumentado para permitir a implementação e análise de técnicas de controle tolerante em sistemas químicos. Desta forma, pôde-se, a partir de experimentos com injeção de falhas no processo em tempo real, avaliar a teoria proposta em um ambiente próximo ao cenário industrial.

Os resultados demonstraram que o algoritmo proposto para o atuador virtual com horizonte móvel foi capaz de reestabelecer o comportamento nominal do experimento sujeito a falhas relacionadas ao bloqueio do atuador no ponto de operação, em condições fora do ponto de operação e em cenários com perda de desempenho. Em todas as situações avaliadas, um comportamento muito próximo ao comportamento nominal foi alcançado, ou seja, a reconfiguração completa do sistema foi atingida. Cabe ressaltar que em todas as situações houve a consideração das restrições relacionadas aos limites físicos dos atuadores pelo algoritmo de reconfiguração. Além da eficiência da técnica proposta, foi possível demonstrar a partir do experimento a implementação dos códigos em um processo real.

Trabalhos futuros

Neste trabalho, a proposta de um atuador virtual com horizonte móvel foi elaborada e testada experimentalmente para avaliação de sua viabilidade em processos químicos. Para que o método seja consolidado, no entanto, é necessário que uma análise mais criteriosa em relação aos algoritmos propostos seja encaminhada. Embora a ferramenta tenha tido sucesso para o cenário proposto, deve-se realizar estudos com o intuito de colaborar com a generalização da técnica para diferentes

estudos de caso. Este estudos devem considerar a análise de factibilidade da solução do problema de otimização para o espaço das restrições, determinando quais ações devem ser tomadas quando uma solução não estiver disponível. Além disso, a avaliação da estabilidade do algoritmo deve ser abordada de forma sistemática por diferentes critérios.

A técnica baseada em atuadores virtuais usando um horizonte móvel expande o método de controle reconfigurável para diversos algoritmos e ferramentas disponíveis na literatura. Por exemplo, uma extensão direta desse trabalho pode ser concebida por meio do uso de sensores virtuais fundamentados em estimadores com horizonte móvel (RAWLINGS; MAYNE, 2009). Pode-se ainda considerar o uso do modelo não-linear da planta no desenvolvimento do atuador virtual, obviamente, transformando o problema de programação quadrática proposto nesse trabalho em um problema de programação não-linear, para o qual ferramentas eficientes de solução estão disponíveis na literatura (BIEGLER, 2010).

O algoritmo do atuador virtual baseado no horizonte infinito foi elaborado nesse trabalho como uma extensão ou alternativa ao horizonte finito. Entende-se que a diferença entre a planta e o modelo do protótipo experimental dificultaria o estudo de um cenário em que seu desempenho pudesse prevalecer em relação ao atuador virtual com horizonte finito. Deste modo, as sugestões para trabalhos futuros também incluem, por exemplo, empregar o algoritmo em conjunto com a teoria baseada no controle robusto como meio de contemplar as diferenças entre o modelo nominal e a dinâmica real da planta.

Deve-se ressaltar, ainda, o *software* e o protótipo experimental apresentados nesse trabalho. Nesse aspecto, pode-se sugerir o uso de algoritmos implementados em código livre com a ferramenta aqui proposta em conjunto com protótipos experimentais para viabilizar o estudo empírico do controle tolerante em outros processos químicos. Além disso, verificou-se a partir dos resultados experimentais, que o uso do processo de neutralização como concebido nesse trabalho é viável e adequado para a demonstração e a análise de metodologias baseadas no controle tolerante. Desta forma, pode-se explorar o experimento com outras estratégias de controle tolerante a falhas, que

podem ser, inclusive, comparadas com as técnicas demonstradas neste estudo.

Referências Bibliográficas

- BARTLETT, R. A.; BIEGLER, L. T.; BACKSTROM, J.; GOPAL, V. Quadratic programming algorithms for large-scale model predictive control. *Journal of Process Control*, Elsevier, v. 12, n. 7, p. 775–795, 2002.
- BIEGLER, L. T. *Nonlinear programming: concepts, algorithms, and applications to chemical processes*. Philadelphia: SIAM, 2010.
- BLANKE, M.; KINNAERT, M.; LUNZE, J.; STAROSWIECKI, M. *Diagnosis and Fault-Tolerant Control*. Berlin: Springer Verlag, 2006.
- BLANKE, M.; STAROSWIECKI, M.; WU, N. E. Concepts and methods in fault-tolerant control. In: IEEE. *American Control Conference, 2001. Proceedings of the 2001*. Arlington, 2001. v. 4, p. 2606–2620.
- CHETOUANI, Y. Fault detection by using the innovation signal: application to an exothermic reaction. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, Elsevier, v. 43, n. 12, p. 1579–1585, 2004.
- CHIANG, L. H.; BRAATZ, R. D.; RUSSELL, E. L. *Fault detection and diagnosis in industrial systems*. London: Springer, 2001.
- CORRIOU, J.-P. *Process control: theory and applications*. London: Springer, 2004.
- COSTA, T. V. *Controle preditivo baseado em rede de modelos lineares locais aplicado a um reator de neutralização*. Dissertação (Mestrado) — Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2010.
- COSTA, T. V.; FILETI, A. M.; OLIVEIRA-LOPES, L. C.; SILVA, F. V. Reconfigurable stabilizing control applied to a neutralization process. *Computer Aided Chemical Engineering*, Elsevier, v. 31, p. 1652 – 1656, 2012.
- COSTA, T. V.; FILETI, A. M. F.; OLIVEIRA-LOPES, L. C.; SILVA, F. V. Estudo de arquiteturas de controle reconfigurável aplicado a sistemas de interesse da engenharia química. In: *XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Química*. Rio de Janeiro: [s.n.], 2012. p. 12570–12579.
- COSTA, T. V.; FILETI, A. M. F.; OLIVEIRA-LOPES, L. C.; SILVA, F. V. Control reconfiguration of chemical processes subjected to actuator faults: A moving horizon approach.

- In: *The 14th IASTED International Symposium on Intelligent Systems and Control*. Marina del Rey: Acta Press, 2013. p. 377–384.
- COSTA, T. V.; FILETI, A. M. F.; SILVA, F. V. Scilab/scicos: An alternative tool for real-time monitoring and advanced control of fieldbus industrial systems. *Computer Aided Chemical Engineering*, Elsevier, v. 27, p. 1617–1622, 2009.
- FRANK, P. M. Fault diagnosis in dynamic systems using analytical and knowledge-based redundancy: A survey and some new results. *Automatica*, Elsevier, v. 26, n. 3, p. 459–474, 1990.
- GAO, Z.; ANTSAKLIS, P. J. Stability of the pseudo-inverse method for reconfigurable control systems. *International Journal of Control*, Taylor & Francis, v. 53, n. 3, p. 717–729, 1991.
- GAO, Z.; ANTSAKLIS, P. J. Reconfigurable control system design via perfect model following. *International Journal of Control*, Taylor & Francis, v. 56, n. 4, p. 783–798, 1992.
- GUSTAFSSON, T.; WALLER, K. Dynamic modeling and reaction invariant control of pH. *Chemical Engineering Science*, v. 38(2), p. 389 – 398, 1983.
- GUSTAFSSON, T.; WALLER, K. Nonlinear and adaptive control of pH. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 31, p. 2861 – 2693, 1992.
- HAGE, D. S.; CARR, J. D. *Analytical chemistry and quantitative analysis*. NJ: Prentice Hall, 2011.
- HÄRKEGÅRD, O.; GLAD, S. T. Resolving actuator redundancy – optimal control vs. control allocation. *Automatica*, v. 41, n. 1, p. 137 – 144, 2005.
- HENSON, M. A.; SEBORG, D. E. Adaptive nonlinear control of a pH neutralization process. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, IEEE, v. 2, n. 3, p. 169–182, 1994.
- HOVD, M.; SKOGESTAD, S. Pairing criteria for decentralized control of unstable plants. *Industrial & engineering chemistry research*, ACS Publications, v. 33, n. 9, p. 2134–2139, 1994.
- ISERMANN, R. Fault diagnosis of machines via parameter estimation and knowledge processing – tutorial paper. *Automatica*, Elsevier, v. 29, n. 4, p. 815–835, 1993.
- ISERMANN, R. *Fault-Diagnosis Systems: An Introduction from Fault Detection to Fault Tolerance*. Berlin: Springer-Verlag, 2004.
- JIANG, J.; YU, X. Fault-tolerant control systems: A comparative study between active and passive approaches. *Annual Reviews in control*, Elsevier, v. 36, n. 1, p. 60–72, 2012.
- JOHANSEN, T. A.; FOSSEN, T. I. Control allocation – a survey. *Automatica*, v. 49, n. 5, p. 1087 – 1103, 2013.
- KALE, M.; CHIPPERFIELD, A. Stabilized MPC formulations for robust reconfigurable flight control. *Control Engineering Practice*, v. 13(6), p. 771–788, 2005.

- KUMBASAR, T.; EKSIN, I.; GUZELKAYA, M.; YESIL, E. Type-2 fuzzy model based controller design for neutralization processes. *ISA Transactions*, v. 51, n. 2, p. 277 – 287, 2012.
- LUNZE, J.; RICHTER, J. H. Reconfigurable fault-tolerant control: a tutorial introduction. *European Journal of Control*, Elsevier, v. 14, n. 5, p. 359–386, 2008.
- LUNZE, J.; STEFFEN, T. Control reconfiguration by means of a virtual actuator. In: *5th IFAC Symposium of Fault detection, supervision and safety of technical processes*. Washington: [s.n.], 2003. p. 131–136.
- MACIEJOWSKI, J. *Predictive control with constraints*. 1. ed. London: Prentice Hall, 2001.
- MAHMOUD, M. S.; XIA, Y. *Analysis and Synthesis of Fault-tolerant Control Systems*. [S.l.]: John Wiley & Sons, 2013.
- MUENCHHOF, M. Displacement sensor fault tolerance for hydraulic servo axis. In: *Proceedings of the 17th IFAC World Congress*. Seoul: [s.n.], 2008. p. 13803–13808.
- NAZARI, R.; SERON, M. M.; DONÁ, J. A. D. Fault-tolerant control of systems with convex polytopic linear parameter varying model uncertainty using virtual-sensor-based controller reconfiguration. *Annual Reviews in Control*, Elsevier, v. 37, n. 1, p. 146–153, 2013.
- PATTON, R. Fault-tolerant control systems: the 1997 situation. In: *Proceedings of SAFEPROCESS*. Kingston Upon Hull: [s.n.], 1997. v. 3, p. 1033–1054.
- PATTON, R.; CHEN, J. Observer-based fault detection and isolation: robustness and applications. *Control Engineering Practice*, Elsevier, v. 5, n. 5, p. 671–682, 1997.
- PRICE-KUEHNE, C. (Ed.). *The 100 Largest Losses 1972-2011: Large Property Damage Losses in the Hydrocarbon Industry*. London: Marsh Global Energy Risk Engineering, 2012.
- QIN, S. J. Survey on data-driven industrial process monitoring and diagnosis. *Annual Reviews in Control*, Elsevier, v. 36, n. 2, p. 220–234, 2012.
- RAO, C. V.; WRIGHT, S. J.; RAWLINGS, J. B. Application of interior-point methods to model predictive control. *Journal of optimization theory and applications*, Springer, v. 99, n. 3, p. 723–757, 1998.
- RAWLINGS, J. B.; MAYNE, D. Q. *Model predictive control: Theory and design*. Madison: Nob Hill Pub., 2009.
- RAWLINGS, J. B.; MUSKE, K. R. The stability of constrained receding horizon control. *IEEE Transactions on Automatic Control*, v. 38, n. 10, p. 1512–1516, 1993.
- REIS, L. *Controle tolerante com reconfiguração estrutural acoplado a sistema de diagnóstico de falhas*. Dissertação (Mestrado) — Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, 2008.

- RICHTER, J.; LUNZE, J. Reconfigurable control of hammerstein systems after actuator failures: stability, tracking, and performance. *International Journal of Control*, Taylor & Francis, v. 83, n. 8, p. 1612–1630, 2010.
- RICHTER, J. H. *Reconfigurable Control of Nonlinear Dynamical Systems*. [S.l.]: Springer, 2011.
- RICHTER, J. H.; HEEMELS, W.; WOUW, N. van de; LUNZE, J. Reconfigurable control of piecewise affine systems with actuator and sensor faults: stability and tracking. *Automatica*, Elsevier, v. 47, n. 4, p. 678–691, 2011.
- RICHTER, J. H.; LUNZE, J.; SCHLAGE, T. Control reconfiguration after actuator failures by markov parameter matching. *International Journal of Control*, Taylor & Francis, v. 81, n. 9, p. 1382–1398, 2008.
- RICHTER, J. H.; SCHLAGE, T.; LUNZE, J. Control reconfiguration of a thermofluid process by means of a virtual actuator. *Control Theory & Applications, IET*, IET, v. 1, n. 6, p. 1606–1620, 2007.
- ROSSITER, J. A. *Model-based predictive control: a practical approach*. Boca Raton: CRC press, 2003.
- ROTONDO, D.; NEJJARI, F.; PUIG, V. A virtual actuator and sensor approach for fault tolerant control of LPV systems. *Journal of Process Control*, Elsevier, v. 24, n. 3, p. 203–222, 2014.
- SAMANTARAY, A.; BOUAMAMA, B. *Model-based Process Supervision: A Bond Graph Approach*. London: Springer Verlag, 2008.
- SILVA, C. H. F. *Uma contribuição ao estudo de controladores robustos*. Tese (Doutorado) — Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, 2009.
- SILVA, C. H. F.; MOLINAR, H. H.; OLIVEIRA-LOPES, L. C. Experimental application of predictive controllers. *Journal of Control Science and Engineering*, Hindawi Publishing Corp., v. 4, 2012.
- SIMANI, S. *Model-Based Fault Diagnosis in Dynamic Systems Using Identification Techniques*. Tese (Doutorado) — Department of Engineering, University of Ferrara, 1999.
- SIMON, D. *Optimal state estimation: Kalman, H infinity, and nonlinear approaches*. New Jersey: John Wiley & Sons, 2006.
- SOURANDER, M.; VERMASVUORI, M.; SAUTER, D.; LIIKALA, T.; JÄMSÄ-JOUNELA, S.-L. Fault tolerant control for a dearomatisation process. *Journal of Process Control*, Elsevier, v. 19, n. 7, p. 1091–1102, 2009.
- STAROSWIECKI, M. Fault tolerant control: the pseudo-inverse method revisited. In: *16th IFAC World Congress*. [S.l.: s.n.], 2005.

- STAROSWIECKI, M.; COMTET-VARGA, G. Analytical redundancy relations for fault detection and isolation in algebraic dynamic systems. *Automatica*, Elsevier, v. 37, n. 5, p. 687–699, 2001.
- STEBEL, K.; METZGER, M. Distributed parameter model for pH process including distributed continuous and discrete reactant feed. *Computers & Chemical Engineering*, v. 38, p. 82 – 93, 2012.
- STEFFEN, T. *Control Reconfiguration of Dynamical Systems: Linear Approaches and Structural Tests*. Heidelberg: Springer, 2005.
- STENGEL, R. F. Intelligent failure-tolerant control. *Control Systems, IEEE*, IEEE, v. 11, n. 4, p. 14–23, 1991.
- VENKATASUBRAMANIAN, V.; RENGASWAMY, R.; KAVURI, S. N. A review of process fault detection and diagnosis: Part ii: Qualitative models and search strategies. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier, v. 27, n. 3, p. 313–326, 2003.
- VENKATASUBRAMANIAN, V.; RENGASWAMY, R.; KAVURI, S. N.; YIN, K. A review of process fault detection and diagnosis: Part iii: Process history based methods. *Computers & chemical engineering*, Elsevier, v. 27, n. 3, p. 327–346, 2003.
- VENKATASUBRAMANIAN, V.; RENGASWAMY, R.; YIN, K.; KAVURI, S. N. A review of process fault detection and diagnosis: Part i: Quantitative model-based methods. *Computers & chemical engineering*, Elsevier, v. 27, n. 3, p. 293–311, 2003.
- VILLEZ, K.; SRINIVASAN, B.; RENGASWAMY, R.; NARASIMHAN, S.; VENKATASUBRAMANIAN, V. Kalman-based strategies for fault detection and identification (FDI): Extensions and critical evaluation for a buffer tank system. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier, v. 35, n. 5, p. 806–816, 2011.
- WANG, L. A tutorial on model predictive control: Using a linear velocity-form model. *Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing*, Wiley Online Library, v. 12, n. 5-6, p. 573–614, 2004.
- WRIGHT, S. J. *Primal-dual interior-point methods*. Philadelphia: Siam, 1997.
- ZACCARIAN, L. Dynamic allocation for input redundant control systems. *Automatica*, Elsevier, v. 45, n. 6, p. 1431–1438, 2009.
- ZHU, Y. *Multivariable system identification for process control*. Oxford: Elsevier, 2001.

Apêndice A

Curvas de calibração

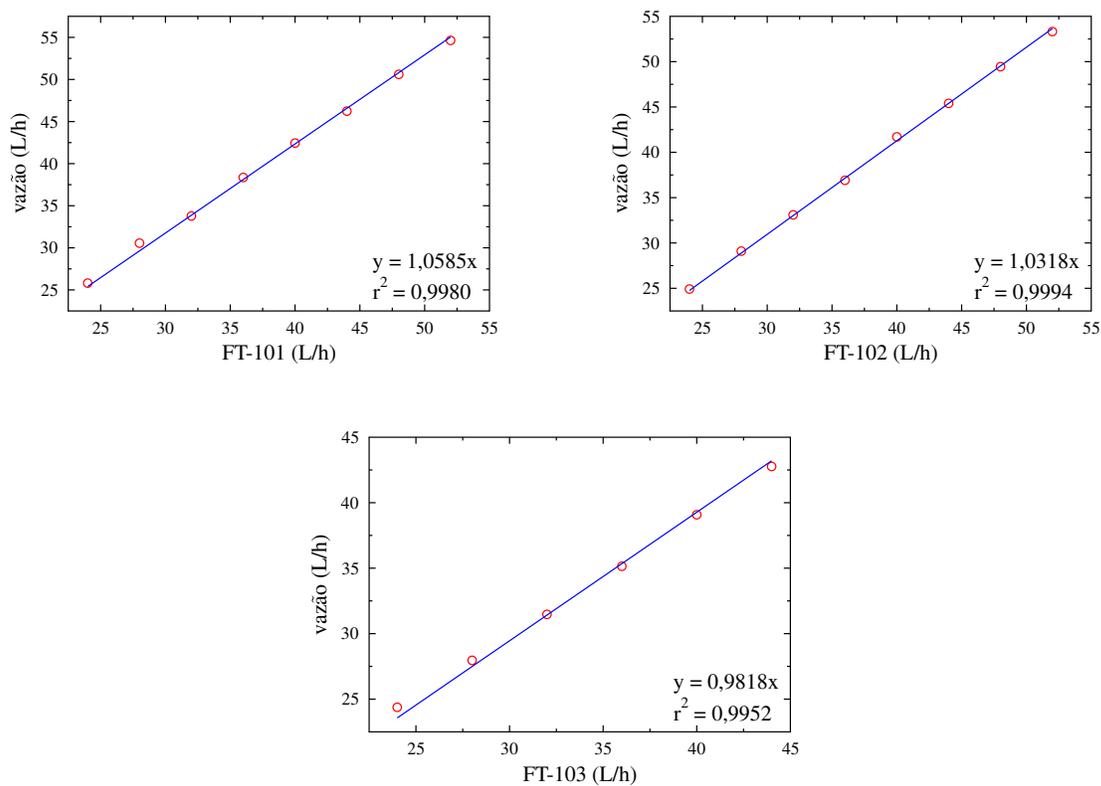


Figura A.1: Curvas de calibração para os sensores de vazão.

Apêndice B

Códigos programados no CLP

```
scalVars.st
1  * Program: scalVars
2  * File: scalVars.st
3  * Author: Thiago Costa
4  * Created: March 23, 2013
5  *****
6  * Implementation of program scalVars
7  *****
8
9 PROGRAM _INIT
10 (* Init Program *)
11 (* Scaling parameters for process variables *)
12 (* Par. scal. [TT101 to TT104] : 0-32767 [bits] to 0-100 [oC]  *)
13     LCRScal_TT100.x1 := 0;
14     LCRScal_TT100.y1 := 0;
15     LCRScal_TT100.x2 := 32767;
16     LCRScal_TT100.y2 := 100;
17 (* Par. scal. [LT101] : 0-32767 [bits] to 0-100 [%]  *)
18     LCRScal_LT101.x1 := 0;
19     LCRScal_LT101.y1 := 0;
20     LCRScal_LT101.x2 := 32767;
21     LCRScal_LT101.y2 := 100;
22     (* Par. scal. [AIT101 (Mettler) / pH] : 0-32767 [bits] to 2-12 [-]  *)
23     LCRScal_AT101.x1 := 0;
24     LCRScal_AT101.y1 := 2;
25     LCRScal_AT101.x2 := 32767;
```

```

26     LCRScal_AT101.y2 := 12;
27     (* Par. for scaler [AIT102 (Hanna) / pH] : 0-32767 [bits] to 0-14 [-]  *)
28     LCRScal_AT102.x1 := 0;
29     LCRScal_AT102.y1 := 0;
30     LCRScal_AT102.x2 := 32767;
31     LCRScal_AT102.y2 := 14;
32 (* Par. scal. [FT101] : 0-32767 [bits] to 0-100 [L/h]  *)
33     LCRScal_FT101.x1 := 0;
34     LCRScal_FT101.y1 := 0;
35     LCRScal_FT101.x2 := 32767;
36     LCRScal_FT101.y2 := 100;
37 (* Par. scal. [FT102] : 0-32767 [bits] to 0-100 [L/h]  *)
38     LCRScal_FT102.x1 := 0;
39     LCRScal_FT102.y1 := 0;
40     LCRScal_FT102.x2 := 32767;
41     LCRScal_FT102.y2 := 100;
42 (* Par. scal. [FT103] : 0-32767 [bits] to 0-100 [L/h]  *)
43     LCRScal_FT103.x1 := 0;
44     LCRScal_FT103.y1 := 0;
45     LCRScal_FT103.x2 := 32767;
46     LCRScal_FT103.y2 := 100;
47 (* Par. scal.[FT104] : 0-32767 [bits] to 0-100 [L/h]  *)
48     LCRScal_FT104.x1 := 0;
49     LCRScal_FT104.y1 := 0;
50     LCRScal_FT104.x2 := 32767;
51     LCRScal_FT104.y2 := 100;
52 (* Scaling parameters for manipulated variables *)
53 (* Parameters for scaler [BA101 to BA105] : 0-100 [%] to 6554-32767 [bits]  *)
54 (* Obs.: 0-20mA *)
55
56     LCRLimScal_BA101.x1 := 0;
57     LCRLimScal_BA101.y1 := 6554;
58     LCRLimScal_BA101.x2 := 100;
59     LCRLimScal_BA101.y2 := 32767;
60
61     LCRLimScal_BA102.x1 := 0;
62     LCRLimScal_BA102.y1 := 6554;
63     LCRLimScal_BA102.x2 := 100;
64     LCRLimScal_BA102.y2 := 32767;

```

```

65
66      (* magnetic pump *)
67      LCRLimScal_BA103.x1 := 0;
68      LCRLimScal_BA103.y1 := 6554;
69      LCRLimScal_BA103.x2 := 100;
70      LCRLimScal_BA103.y2 := 32767;
71
72      (* peristaltic pump *)
73      LCRLimScal_BA103aux.x1 := 0;
74      LCRLimScal_BA103aux.y1 := 6554;
75      LCRLimScal_BA103aux.x2 := 100;
76      LCRLimScal_BA103aux.y2 := 32767;
77
78      LCRLimScal_BA104.x1 := 0;
79      LCRLimScal_BA104.y1 := 6554;
80      LCRLimScal_BA104.x2 := 100;
81      LCRLimScal_BA104.y2 := 32767;
82
83      LCRLimScal_BA105.x1 := 0;
84      LCRLimScal_BA105.y1 := 6554;
85      LCRLimScal_BA105.x2 := 100;
86      LCRLimScal_BA105.y2 := 32767;
87      (* Moving average filter for flowrate values *)
88      (* Parameters for moving average filter: FT101 to FT104 *)
89      filterLCRMAvg_FT101.enable := TRUE;
90      filterLCRMAvg_FT101.base  := 10;
91
92      filterLCRMAvg_FT102.enable := TRUE;
93      filterLCRMAvg_FT102.base  := 10;
94      END_PROGRAM
95      PROGRAM _CYCLIC
96      (* Cyclic program *)
97      (* ----- *)
98      (* SCALING PROCESS VARIABLES *)
99      (* ----- *)
100     (* ----- *)
101     (* Scaling signal from temperature transmitters: *)
102     (* ----- *)
103     (* Analog Input - 1st card *)

```

```

104 (* TT101 - Jacket in *)
105     LCRScal_TT100.x := AI11;
106     LCRScal_TT100();           (* LCRScal function block call *)
107     TT101 := LCRScal_TT100.y;
108 (* TT102 - Jacket out - 0-32767 to 0-100oC *)
109     LCRScal_TT100.x := AI12;
110     LCRScal_TT100();           (* LCRScal function block call *)
111     TT102 := LCRScal_TT100.y;
112 (* AT102 - Reactor Medium - 0-32767 to 0-14 *)
113     LCRScal_AT102.x := AI13;
114     LCRScal_AT102();           (* LCRScal function block call *)
115     AT102 := LCRScal_AT102.y;
116 (* LT101 - Reactor Level *)
117     LCRScal_LT101.x := AI14;
118     LCRScal_LT101();           (* LCRScal function block call *)
119     LT101 := LCRScal_LT101.y;
120     (* ----- *)
121     (*           Analog Input - 2nd card           *)
122     (* TT103 - [Reactor/Mettler] *)
123     LCRScal_TT100.x := AI23;
124     LCRScal_TT100();           (* LCRScal function block call *)
125     TT103 := LCRScal_TT100.y;
126 (* AT101 pH [Reactor/Mettler] : 0-32767 to 0-14 *)
127     LCRScal_AT101.x := AI24;
128     LCRScal_AT101();           (* LCRScal function block call *)
129     AT101 := LCRScal_AT101.y;
130
131     (* ----- *)
132     (*           Analog Input - 3rd card           *)
133     (* Scaling signal from flow transmitter: 0-32767 to 0-100 L/h *)
134
135 (* FT101*)
136     LCRScal_FT101.x := AI31;
137     LCRScal_FT101();           (* LCRScal function block call *)
138     FT101raw := LCRScal_FT101.y;
139 (* FT102*)
140     LCRScal_FT102.x := AI32;
141     LCRScal_FT102();           (* LCRScal function block call *)
142     FT102raw := LCRScal_FT102.y;

```

```

143 (* FT103*)
144     LCRScal_FT103.x := AI33;
145     LCRScal_FT103();           (* LCRScal function block call *)
146     FT103raw := LCRScal_FT103.y;
147 (* FT104*)
148     LCRScal_FT104.x := AI34;
149     LCRScal_FT104();           (* LCRScal function block call *)
150     FT104raw := LCRScal_FT104.y;
151     (* ----- *)
152     (* SCALING MANIPULATED VARIABLES *)
153     (* ----- *)
154     (* Scaling signal for MVs:0-100 [%] to 6554-32767 [bits] *)
155 (* BA104*)
156     LCRLimScal_BA101.x := BA101;
157     LCRLimScal_BA101();       (* LCRScal function block call *)
158     AO11 := REAL_TO_INT( LCRLimScal_BA101.y );
159 (* BA102*)
160     LCRLimScal_BA102.x := BA102;
161     LCRLimScal_BA102();       (* LCRScal function block call *)
162     AO12 := REAL_TO_INT( LCRLimScal_BA102.y );
163 (* BA103aux - peristaltic pump - auxiliary pump*)
164     LCRLimScal_BA103aux.x := BA103aux;
165     LCRLimScal_BA103aux();    (* LCRScal function block call *)
166     AO13 := REAL_TO_INT( LCRLimScal_BA103aux.y );
167 (* BA103 - magnetic pump - default pump*)
168     LCRLimScal_BA103.x := BA103;
169     LCRLimScal_BA103();       (* LCRScal function block call *)
170     AO14 := REAL_TO_INT( LCRLimScal_BA103.y );
171 (* BA104*)
172     DO12 := dBA104_liga; (* DI freq inv: ON/OFF *)
173 (* Scaling *)
174     LCRLimScal_BA104.x := BA104;
175     LCRLimScal_BA104();       (* LCRScal function block call *)
176     AO22 := REAL_TO_INT( LCRLimScal_BA104.y );
177 (* BA105*)
178     DO11 := dBA105_liga; (* Frequency inverter: ON/OFF *)
179 (* Scaling *)
180     LCRLimScal_BA105.x := BA105;
181     LCRLimScal_BA105();       (* LCRScal function block call *)

```

```

182     AO21 := REAL_TO_INT( LCRLimScal_BA105.y );
183
184     (* ----- *)
185     (* MOVING AVERAGE FILTER: FLOWRATE VALUES *)
186     (* *)
187     (* Note: FT103 and FT104 (old transmitters) are already equipped *)
188     (* (eletronically) with a moving average filter that cannot be *)
189     (* turned off [T.C.]. *)
190     (* ----- *)
191     (* FT101 *)
192     filterLCRMavg_FT101.x := FT101raw;
193     filterLCRMavg_FT101(); (* LCRMovAvgFilt function block call *)
194     FT101flt := filterLCRMavg_FT101.y;
195     FT101corr := 1.0585*FT101flt; (* calibration eq *)
196     (* FT102 *)
197     filterLCRMavg_FT102.x := FT102raw;
198     filterLCRMavg_FT102(); (* LCRMovAvgFilt function block call *)
199     FT102flt := filterLCRMavg_FT102.y;
200     FT102corr := 1.0318*FT102flt; (* calibration eq *)
201     (* FT103 *)
202     FT103flt := FT103raw; (* eletronically filtered *)
203     FT103corr := 0.9819*FT103flt; (* calibration eq *)
204     (* FT104 *)
205     FT104flt := FT104raw; (* eletronically filtered *)
206     FT104corr := FT104flt; (* not used *)
207     END_PROGRAM

```

flowCont.st

```

1  * Program: flowCont
2  * File: flowCont.st
3  * Author: Thiago Costa
4  * Created: March 23, 2013
5  *****
6  * Implementation of program flowCont
7  *****
8  PROGRAM _INIT
9  (* FC101 Control Loop Configuration *)
10     (* Init variables *)
11     FC101_start := FALSE;
12     FC101paraEnter := FALSE;
13     FC101_mode := 2; (* 1 - automatic / 2 - MV set to Y_man *)

```

```

14      (* FC101: PID parameters *)
15      LCRPIDpara_FC101.WX_max := 60.0; (* max. input value ref. var. *)
16      LCRPIDpara_FC101.WX_min := 0.0; (* min. input value .ef. var. *)
17      LCRPIDpara_FC101.invert := FALSE;
18      LCRPIDpara_FC101.deadband := 0.0; (* deadband disabled *)
19      LCRPIDpara_FC101.dY_max := 0.0; (* max. rate of change MV*)
20
21      LCRPIDpara_FC101.Kp      := 0.25;
22      LCRPIDpara_FC101.Tn      := 1.00;
23      LCRPIDpara_FC101.Tv      := 0.00;
24
25      LCRPIDpara_FC101.Kw      := 1.0; (* set value attenuation disabled *)
26      LCRPIDpara_FC101.Kfbk    := 0.0; (* windup damping disabled *)
27      LCRPIDpara_FC101.fbk_mode := LCRPID_FBK_MODE_INTERN;
28      LCRPIDpara_FC101.d_mode  := LCRPID_D_MODE_X;
29
30      (* FC101: Parameters for PID controller *)
31      LCRPID_FC101.Y_max := 100.0; (* Upper manipulated variable limit [%] *)
32      LCRPID_FC101.Y_min := 0.0; (* Lower manipulated variable limit [%] *)
33      LCRPID_FC101.A      := 0.0; (* Feed forward value *)
34      LCRPID_FC101.Y_man  := BA101man; (* MV var. for manual op.*)
35      LCRPID_FC101.Y_fbk  := 0.0;
36      LCRPID_FC101.hold_I := FALSE; (* I-element is held at its current value. *)
37      LCRPID_FC101.mode   := FC101_mode; (* Controller operation mode *)
38      (* FC102 Control Loop Configuration *)
39      (* Init variables *)
40      FC102_start      := FALSE;
41      FC102paraEnter   := FALSE;
42      FC102_mode       := 2; (* 1 - automatic / 2 - MV set to Y_man *)
43      (* FC102: PID parameters *)
44      LCRPIDpara_FC102.WX_max := 60.0; (* max. input value ref. var. *)
45      LCRPIDpara_FC102.WX_min := 0.0; (* min. input value .ef. var. *)
46      LCRPIDpara_FC102.invert := FALSE;
47      LCRPIDpara_FC102.deadband := 0.0; (* deadband disabled *)
48      LCRPIDpara_FC102.dY_max := 0.0; (* max. rate of change MV*)
49      LCRPIDpara_FC102.Kp      := 0.25;
50      LCRPIDpara_FC102.Tn      := 1.00;
51      LCRPIDpara_FC102.Tv      := 0.00;
52      LCRPIDpara_FC102.Kw      := 1.0; (* set value attenuation disabled *)

```

```

53 LCRPIDpara_FC102.Kfbk      := 0.0; (* windup damping disabled *)
54 LCRPIDpara_FC102.fbk_mode := LCRPID_FBK_MODE_INTERN;
55 LCRPIDpara_FC102.d_mode   := LCRPID_D_MODE_X;
56 (* FC102: Parameters for PID controller *)
57 LCRPID_FC102.Y_max      := 100.0; ((* Upper manipulated variable limit [%] *)
58 LCRPID_FC102.Y_min      := 0.0; ((* Lower manipulated variable limit [%] *)
59 LCRPID_FC102.A          := 0.0; ((* Feed forward value *)
60 LCRPID_FC102.Y_man      := BA102man; (* MV var. for manual op.*)
61 LCRPID_FC102.Y_fbk      := 0.0;
62 LCRPID_FC102.hold_I     := FALSE; (* I-element is held at its current value. *)
63 LCRPID_FC102.mode       := FC102_mode; (* Controller operation mode *)
64 (* FC103 Control Loop Configuration
65     (* Init variables *)
66 FC103_start             := FALSE;
67 FC103paraEnter         := FALSE;
68 FC103_mode              := 2; (* 1 - automatic / 2 - MV set to Y_man *)
69 (* FC103: PID parameters *)
70 LCRPIDpara_FC103.WX_max := 60.0; (* max. input value ref. var. *)
71 LCRPIDpara_FC103.WX_min := 0.0; (* min. input value .ef. var. *)
72 LCRPIDpara_FC103.invert := FALSE;
73 LCRPIDpara_FC103.deadband := 0.0; (* deadband disabled *)
74 LCRPIDpara_FC103.dY_max := 0.0; (* max. rate of change MV*)
75 LCRPIDpara_FC103.Kp      := 0.25;
76 LCRPIDpara_FC103.Tn      := 1.00;
77 LCRPIDpara_FC103.Tv      := 0.00;
78 LCRPIDpara_FC103.Kw      := 1.0; (* set value attenuation disabled *)
79 LCRPIDpara_FC103.Kfbk    := 0.0; (* windup damping disabled *)
80 LCRPIDpara_FC103.fbk_mode := LCRPID_FBK_MODE_INTERN;
81 LCRPIDpara_FC103.d_mode   := LCRPID_D_MODE_X;
82 (* FC103: Parameters for PID controller *)
83 LCRPID_FC103.Y_max      := 100.0; (* Upper manipulated variable limit [%] *)
84 LCRPID_FC103.Y_min      := 0.0; ((* Lower manipulated variable limit [%] *)
85 LCRPID_FC103.A          := 0.0; ((* Feed forward value *)
86 LCRPID_FC103.Y_man      := BA103man; (* MV var. for manual op.*)
87 LCRPID_FC103.Y_fbk      := 0.0;
88 LCRPID_FC103.hold_I     := FALSE; (* I-element is held at its current value. *)
89 LCRPID_FC103.mode       := FC103_mode; (* Controller operation mode *)
90 END_PROGRAM
91 PROGRAM _CYCLIC

```

```

92     IF dFC101_ON = 1 THEN
93         FC101_start := 1;
94         FC101paraEnter := 1;
95     ELSE
96         FC101_start := 0;
97         FC101paraEnter := 0;
98     END_IF
99     IF dFC102_ON = 1 THEN
100        FC102_start := 1;
101        FC102paraEnter := 1;
102    ELSE
103        FC102_start := 0;
104        FC102paraEnter := 0;
105    END_IF
106    IF dFC103_ON = 1 THEN
107        FC103_start := 1;
108        FC103paraEnter := 1;
109    ELSE
110        FC103_start := 0;
111        FC103paraEnter := 0;
112    END_IF
113
114    (* FC101: Flow Controller - Area 101 *)
115    (* FC101: PID parameters call *)
116        LCRPIDpara_FC101.enable := FC101_start;
117        LCRPIDpara_FC101.enter  := FC101paraEnter;
118        LCRPIDpara_FC101();      (* LCRPIDpara function block call *)
119    (*FC101paraEnter := FALSE;*)
120    (* FC101: PID controller call *)
121        LCRPID_FC101.enable := FC101_start;
122        LCRPID_FC101.mode   := FC101_mode; (* Controller operation mode *)
123        LCRPID_FC101.Y_man  := BA101man; (* MV for manual operation.*)
124    (* ident of PIDpara -> provides parameters (Kp, Tn, Tv, ...) *)
125        LCRPID_FC101.ident  := LCRPIDpara_FC101.ident;
126        LCRPID_FC101.W      := FC101sp;
127        LCRPID_FC101.X      := FT101corr;
128        LCRPID_FC101();      (* LCRPID function block call *)
129        BA101 := LCRPID_FC101.Y;
130

```

```

131 (* FC102: Flow Controller - Area 102 *)
132
133 (* FC102: PID parameters call *)
134     LCRPIDpara_FC102.enable := FC102_start;
135     LCRPIDpara_FC102.enter  := FC102paraEnter;
136     LCRPIDpara_FC102();      (* LCRPIDpara function block call *)
137 (*FC102paraEnter := FALSE;*)
138 (* FC102: PID controller call *)
139     LCRPID_FC102.enable := FC102_start;
140     LCRPID_FC102.mode   := FC102_mode; (* Controller operation mode *)
141     LCRPID_FC102.Y_man  := BA102man;   (* MV for manual operation. *)
142     * ident of PIDpara -> provides parameters (Kp, Tn, Tv, ...) *)
143     LCRPID_FC102.ident  := LCRPIDpara_FC102.ident; (
144     LCRPID_FC102.W      := FC102sp;
145     LCRPID_FC102.X      := FT102corr;
146     LCRPID_FC102();      (* LCRPID function block call *)
147     BA102 := LCRPID_FC102.Y;
148
149 (* FC103: Flow Controller - Area 103 *)
150 (* FC103: PID parameters call *)
151     LCRPIDpara_FC103.enable := FC103_start;
152     LCRPIDpara_FC103.enter  := FC103paraEnter;
153     LCRPIDpara_FC103();      (* LCRPIDpara function block call *)
154 (*FC103paraEnter := FALSE;*)
155 (* FC103: PID controller call *)
156     LCRPID_FC103.enable := FC103_start;
157     LCRPID_FC103.mode   := FC103_mode; (* Controller operation mode *)
158     LCRPID_FC103.Y_man  := BA103man; (* Manipulated variable for manual operation. *)
159 (* ident of PIDpara -> provides parameters (Kp, Tn, Tv, ...) *)
160     LCRPID_FC103.ident  := LCRPIDpara_FC103.ident;
161     LCRPID_FC103.W      := FC103sp;
162     LCRPID_FC103.X      := FT103corr;
163     LCRPID_FC103();      (* LCRPID function block call *)
164     BA103 := LCRPID_FC103.Y;
165 END_PROGRAM

```

Apêndice C

Diagrama completo em XCOS

A Figura C.1 apresenta o diagrama de blocos da estratégia de controle reconfigurável implementado em XCOS e utilizada no experimentos do Capítulo 5.3. As Figuras C.2 – C.4 apresentam o diagrama em detalhe para melhor visualização dos blocos de função.

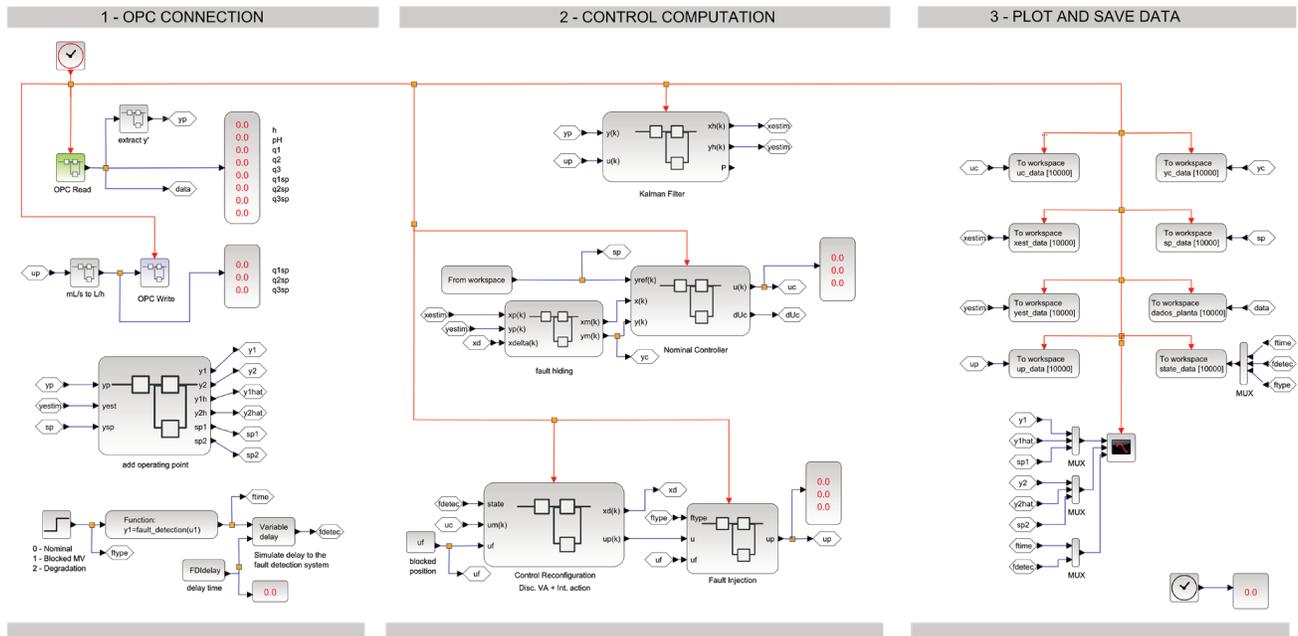


Figura C.1: Diagrama de blocos implementado em XCOS para avaliação experimental do controle reconfigurável

1 - OPC CONNECTION

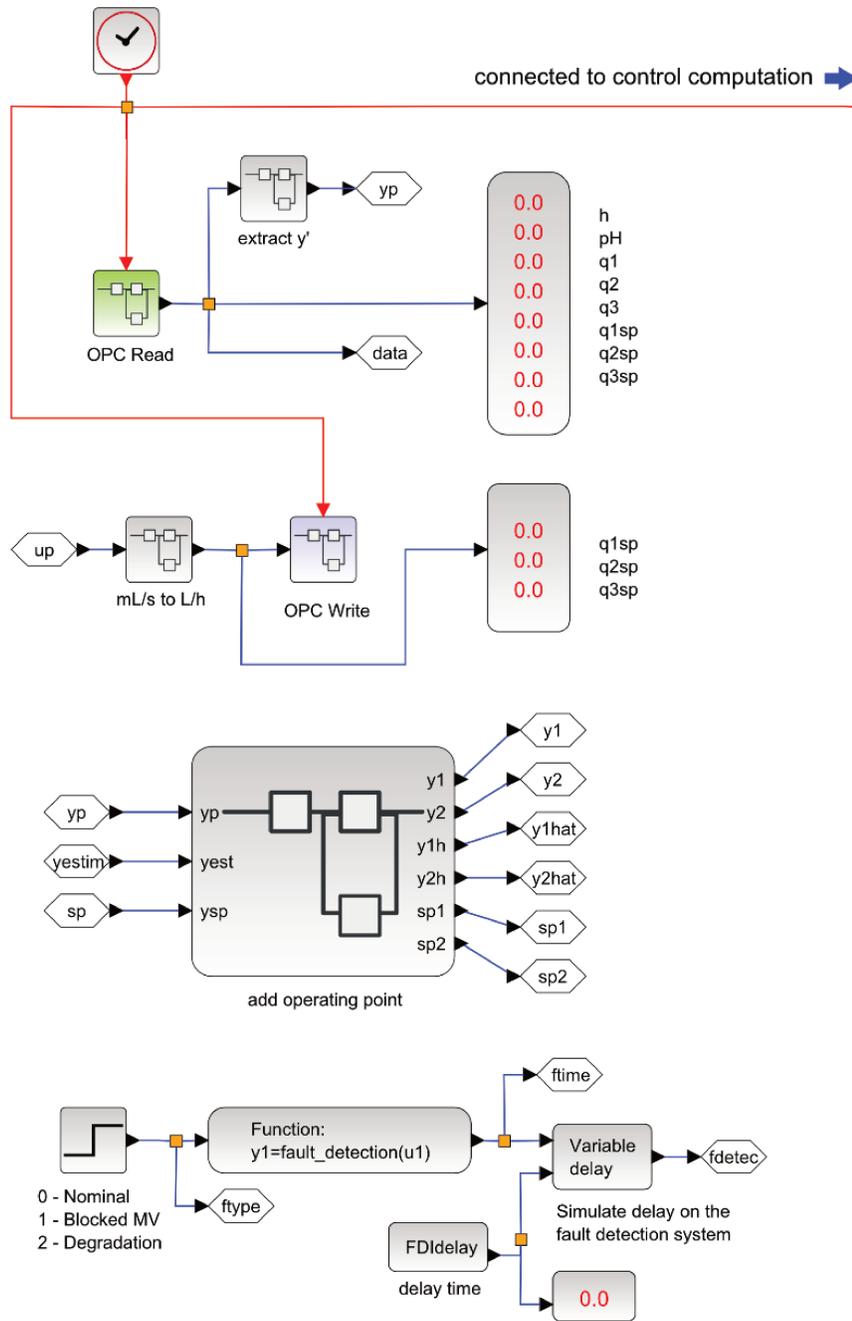


Figura C.2: Diagrama de blocos implementado em XCOS: Parte i – Conexão OPC.

2 - CONTROL COMPUTATION

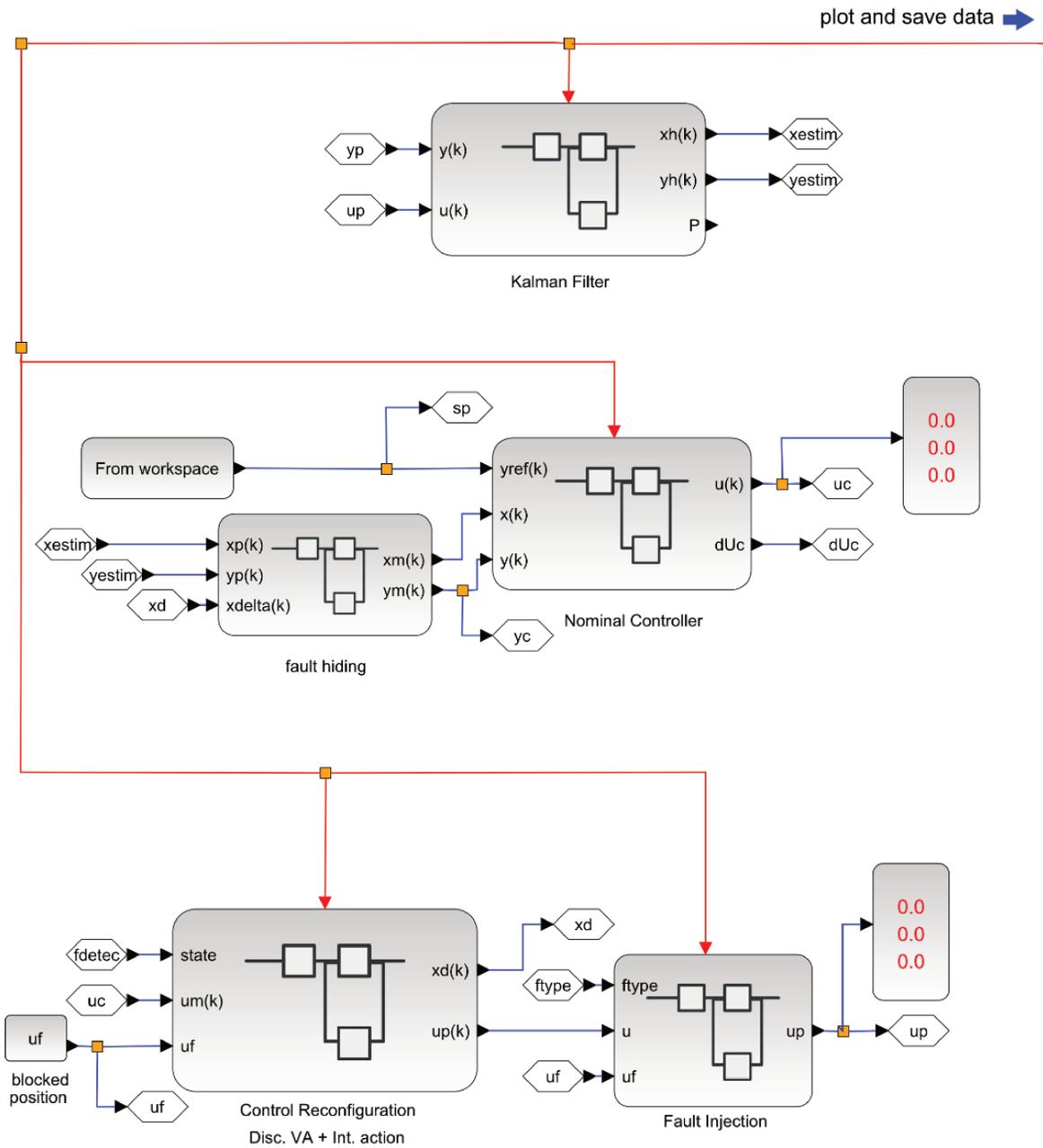


Figura C.3: Diagrama de blocos implementado em XCOS: Parte ii – Cálculo do controle.

3 - PLOT AND SAVE DATA

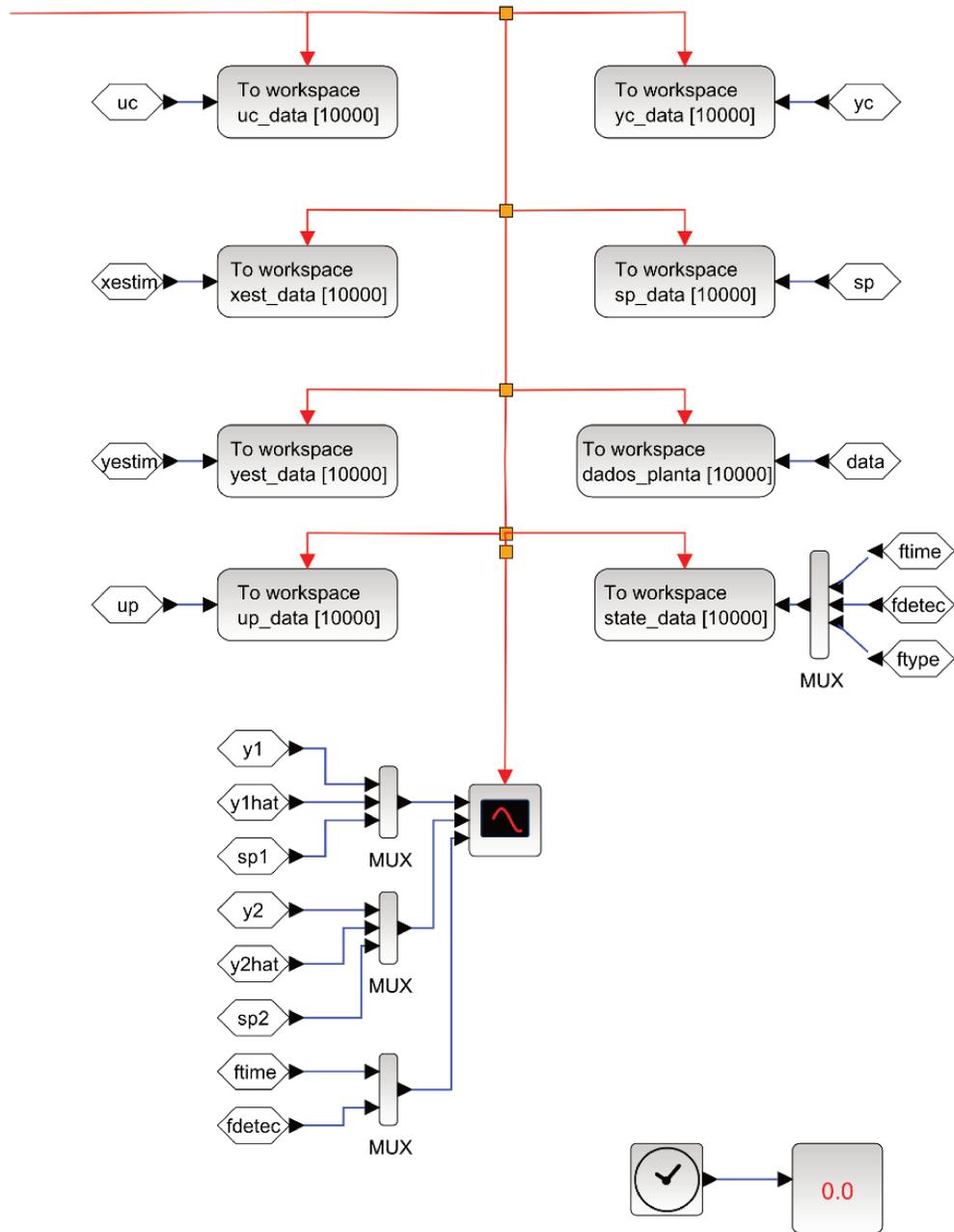


Figura C.4: Diagrama de blocos implementado em XCOS: Parte iii – Gráficos e Armazenamento.