UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA POLITÉCNICA

JULIANA FAVARO

Controle preditivo aplicado à planta piloto de neutralização de pH

São Paulo

2012

JULIANA FAVARO

V. 1

Controle preditivo aplicado à planta piloto de neutralização de pH

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do Título de Mestre
em Engenharia.

Área de Engenharia de Sistemas

Orientador: Prof. Dr. José Jaime da Cruz

São Paulo

2012

Este exemplar foi revisado e alterado em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, de novembro de 2012.

Assinatura do autor _____

Assinatura do orientador _____

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

FICHA CATALOGRÁFICA

Favaro, Juliana

Controle preditivo aplicado à planta piloto de neutralização de PH / J. Favaro. -- ed.rev. -- São Paulo, 2012.

149 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia de Telecomunicações e Controle.

**1. Controle preditivo (Aplicações) 2. Neutralização de PH
I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de Telecomunicações e Controle II. t.**

Nome: Favaro, Juliana

Título: Controle preditivo aplicado à planta piloto de neutralização de pH

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de Mestre em Engenharia de sistemas.

Aprovado em: _____

Banca Examinadora

Prof. Dr. _____	Instituição: _____
Julgamento: _____	Assinatura: _____
Prof. Dr. _____	Instituição: _____
Julgamento: _____	Assinatura: _____
Prof. Dr. _____	Instituição: _____

Julgamento: _____ Assinatura: _____

DEDICATÓRIA

Dedico à minha família e aos meus amigos. Cada um de vocês foram co-autores desse trabalho.

Dedico ao Daniel, amor da minha vida, que foi compreensivo e me deu todo o apoio durante os momentos que mais precisei e quando menos esperava.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, aos meus familiares, amigos e aos meus professores, que não apenas me guiaram, como me deram todas as ferramentas e apoio necessário, para que eu cumprisse mais este passo na minha vida.

RESUMO

Uma das técnicas de controle avançado que vem ganhando destaque no cenário econômico e ecológico, focando maior sustentabilidade e a otimização dos processos, é o controle preditivo, o qual já vem sendo aplicado em indústrias químicas e petroquímicas.

Esta dissertação trata do desenvolvimento de um controle preditivo aplicado a uma planta piloto de neutralização de pH, presente no Laboratório de Controle de Processos Industriais da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

O desenvolvimento do projeto pode ser dividido em quatro etapas: implementação das malhas de controle regulatório, identificação dos sistemas, construção do controlador preditivo, aplicações e análises experimentais. Na primeira etapa foi necessário estudar o sistema em questão e implementar algumas malhas internas usando controladores PID. Na segunda etapa foi realizada a identificação do modelo da planta, ressaltando que pontos de operação e ajuste de parâmetros internos são determinantes para a modelagem. Já na terceira etapa desenvolveu-se um controlador preditivo, através de softwares auxiliares como o MATLAB e o IIT 800xA da ABB, que foram utilizados para o desenvolvimento e implementação do algoritmo de controle. Por fim, na última etapa, foi feita a análise e comparação dos resultados, quando se submete à planta a um controlador PID, quando aplicado um controlador preditivo em cascata com controladores PID e quando se utiliza apenas o controlador preditivo com ação direta nos atuadores.

Palavras-chave: Controle Industrial; controle preditivo; controle PID; controle de pH, controle de nível; identificação de sistemas; sistema multivariável.

ABSTRACT

The predictive control is an advanced control technique which has gained evidence in the economic and ecological context because the search for sustainability and process optimization. This control has already been applied by the chemical and petrochemical industries.

The purpose of this project is to develop a predictive controller which will be applied in a pH neutralization plant located in the Industrial Processes Control Laboratory at Polytechnic School of the University of São Paulo.

The development of this project can be divided into four stages: implementation of regulatory control loops, identification of the system, construction of the predictive controller, applications and experimental analysis. The first step is necessary in order to study the plant and to implement some internal loops using PID controllers. In the second step, the identification process of the plant model will be done. It is important to note that operating points and internal parameter settings are very important for modeling. In the third stage, using the model obtained from the identification process, a predictive controller is built from auxiliary software such as MATLAB and IIT 800xA (by ABB), which will be used for the development and implementation of the control algorithm. Finally, the last step consists in collecting and analyzing the results of the pH neutralization plant. At this stage the responses of each controller will be compared: PID controller, MPC controller in cascade mode with PID and MPC controller acting directly on actuators.

Keywords: Industrial control; Predictive control; PID control, pH control; level control, system identification; multivariable system.

LISTA DE SÍMBOLOS

C	Função de transferência do controlador
D	Tempo morto
du_{Max}	Limite máximo a ser considerado na variação do sinal de entrada
du_{min}	Limite mínimo a ser considerado na variação do sinal de entrada
E	Sinal de erro
FIT	Fator de ajuste
Gl	Função de transferência do nível
Gl_{MA}	Função de transferência do nível em malha aberta
Gl_{MF}	Função de transferência do nível em malha fechada
G_{MA}	Função de transferência de malha aberta
G_{MF}	Função de transferência de malha fechada
GpH	Função de transferência do pH
GpH_{MA}	Função de transferência do pH em malha aberta
GpH_{MF}	Função de transferência do pH em malha fechada
$Gplanta$	Matriz de transferência da planta
J	Expressão funcional da função objetiva do controlador MPC
K_c	Ganho do controlador
N_1	Mínimo horizonte de custo
N_2	Máximo do horizonte de custo
N_u	Horizonte de controle
s	Tempo no espaço de Laplace
T	Período de amostragem
t	Tempo no espaço contínuo

T_d	Tempo derivativo
T_r	Tempo integral ou reset
U	Sinal de entrada
u_{max}	Limite máximo a ser considerado no valor do sinal de entrada
u_{min}	Limite mínimo a ser considerado no valor do sinal de entrada
w	Sinal de referência
Y	Sinal de saída
y_{max}	Limite máximo a ser considerado no valor do sinal de saída
y_{min}	Limite mínimo a ser considerado no valor do sinal de saída
z	Tempo no espaço amostrado
δ	Peso do funcional correspondente ao erro futuro
λ	Peso do funcional correspondente ao esforço de controle

LISTA DE SIGLAS

APC	Advanced Process Control
ARMAX	Auto Regressive Moving Average with eXternal inputs
ARX	Auto Regressive with eXternal inputs
CLP	Controlador Lógico Programável
DNS	Domain Name System
GBM	Generalized Binary Noise
IEC	International Eletrotechnical Commission
IIT	Industrial Information Technology
LAN	Local Area Network
MA	Malha Aberta
MBPC	Model Based Predictive Control
MF	Malha Fechada
MIMO	Multiple Inputs Multiple Outputs
MPC	Model Predictive Control
OPC	OLE for Process Control
P&ID	Piping and Instrumentation Diagram
PID	Proportional, Integral and Derivative
PIMS	Process Information Management System
PRBS	Pseudo Random Binary Sequence
PWM	Pulse Width Modulation
SDCD	Sistema Digital de Controle Distribuido
SISO	Single Input Sigle Output
USP	Universidade de São Paulo

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1– Diagrama esquemático da estrutura da malha de controle PID	22
Figura 1.2– Diagrama esquemático da estrutura da malha de controle MPC em cascata com PID.....	22
Figura 1.3– Diagrama esquemático da estrutura da malha de controle	23
Figura 2.1 – Ilustração simplificada do processo de neutralização de pH.	28
Figura 2.2 – Foto da planta piloto de neutralização de pH.	31
Figura 2.3 – P&ID esquemático do processo de neutralização de pH.....	33
Figura 3.1 – PWM – Modulação de um sinal analógico.....	45
Figura 3.2 – Controle PID.	46
Figura 3.4 – Respostas da saída e da entrada da planta durante o auto-tuning.	49
Figura 3.5 – Curva de Nyquist.....	49
Figura 4.1 – Modelo do processo em malha fechada.....	56
Figura 5.1 – Estrutura básica do MPC	60
Figura 6.1 - Curvas de resposta do pH em malha fechada por validação cruzada	69
Figura 6.2 - Curvas de resposta do nível em malha fechada por validação cruzada	71
Figura 6.3 – Curvas de resposta dos modelos de nível em malha aberta por validação cruzada	73
Figura 6.4: Curva de resposta do pH com: $K_c=1,34$ e $T_i=620$	76
Figura 6.5 – Curva de resposta do pH com: $K_c=2$ e $T_i=62$	77
Figura 6.6 - Curva de resposta do pH com: $K_c=1,5$ e $T_i=100$	78
Figura 6.7- Curva de resposta do pH usando o controlador PID.....	79
Figura 6.8 - Esforço de controle do pH provinda do controlador PID.....	80

Figura 6.9 - Curva do nível durante as variações nos set-points do pH usando controlador PID.	81
Figura 6.10 - Curva de resposta do nível usando o controlador PID.....	82
Figura 6.11- Esforço de controle do nível provinda do controlador PID.....	83
Figura 6.12 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando controlador PID.	84
Figura 6.13 – Variação da vazão de ácido durante ensaio do controlador PID.....	85
Figura 6.14- Curva de resposta do pH usando o controlador MPC em cascata com PID.....	88
Figura 6.15 - Esforço de controle do pH provindo do controlador MPC em cascata com PID.	89
Figura 6.16 – Curva do nível durante as variações nos set-points do pH usando controlador MPC em cascata com PID.....	90
Figura 6.17 - Curva de resposta do nível usando o controlador MPC em cascata com PID.	91
Figura 6.18- Esforço de controle do nível provindo do controlador MPC em cascata com PID.	92
Figura 6.19 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando controlador MPC em cascata com PID.....	93
Figura 6.20 – Variação da vazão de ácido durante ensaio do controlador MPC em cascata com PID.....	94
Figura 6.21 – Curva de resposta do pH usando o controlador MPC.	96
Figura 6.22 – Esforço de controle do pH provida do controlador MPC.....	97
Figura 6.23 – Curva do nível durante as variações nos set-points do pH usando controlador MPC.....	98

Figura 6.24 – Curva de resposta do nível usando o controlador MPC.	99
Figura 6.25 – Esforço de controle do nível provindo do controlador MPC.....	100
Figura 6.26 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando controlador MPC.....	101
Figura 6.27 – Variação da vazão de ácido durante ensaio do controlador MPC.....	102
Figura 7.1 – Curva de resposta do pH usando os diferentes controladores.	104
Figura 7.2 – Curva de resposta do nível usando os diferentes controladores.	104
Figura 7.3 – Curva de resposta do pH usando os diferentes controladores, quando aplicado um degrau no set-point.....	105
Figura 7.4 – Curva de resposta do nível usando os diferentes controladores, quando aplicado um degrau no set-point.....	106
Figura 7.5 – Esforço de controle do pH aplicado pelos diferentes controladores.	108
Figura 7.6 – Esforço de controle do nível aplicado pelos diferentes controladores.	108
Figura 7.7 – Curva do nível durante as variações no set-point do pH usando diferentes controladores.	110
Figura 7.8 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando diferentes controladores.	110

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	17
1.1	Objetivo.....	18
1.2	Justificativa.....	19
1.3	Metodologia.....	20
1.4	Revisão bibliográfica	23
1.5	Sumário estruturado.....	26
2	PLANTA DE NEUTRALIZAÇÃO DE PH	28
2.1	Descrição geral	28
2.2	Equipamentos	32
2.2.1	Hardware.....	34
2.2.2	Software.....	39
2.3	Variáveis do processo	40
3	MALHAS DE CONTROLE INTERNO	42
3.1	Controle de pH.....	42
3.2	Controle de nível.....	44
3.3	Implementação e sintonia de PID's	45
4	IDENTIFICAÇÃO DO MODELO DA PLANTA.....	50
4.1	Identificação de sistemas.....	50
4.1.1	Coleta de dados de entrada e saída	51
4.1.2	Representação matemática	51
4.1.3	Estrutura do modelo.....	52
4.1.4	Estimação dos parâmetros.....	54
4.1.5	Validação do modelo	55
4.2	Modelagem da planta	56
4.2.1	Modelo da planta + PID's	56
4.2.2	Modelo da planta	58
5	MODELO DE CONTROLE PREDITIVO.....	60

5.1	Modelo preditor	61
5.2	Função objetivo	62
5.3	Lei de controle	63
6	PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS	65
6.1	Identificação do modelo	65
6.1.1	Malha fechada	68
6.1.2	Malha aberta	72
6.2	Implementação dos controladores	75
6.2.1	Controlador PID	75
6.2.2	Controlador MPC+PID	85
6.2.3	Controlador MPC	94
7	RESULTADOS GERAIS	103
8	CONCLUSÃO	112
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS ¹	114
	APÊNDICE 1 – Lógica de Programação do Controlador	117

Capítulo 1

1 INTRODUÇÃO

Em busca de um aumento da eficiência e da rentabilidade dos processos, muitas indústrias têm buscado a melhoria contínua de seus sistemas de controle. Uma dessas melhorias reside na implementação de técnicas de controle avançado de processos (APC), uma vez que estas possibilitam trabalhar mais próximo às restrições operacionais, trazendo benefícios financeiros.

Uma destas técnicas avançadas é o controle preditivo multivariável (MPC), que vem ganhando espaço, principalmente nas indústrias química e petroquímica. Isto se deve principalmente à capacidade de trabalhar com sistemas multivariáveis, nos quais pode haver grande interação entre variáveis, além de considerar, explicitamente no cálculo das ações de controle, as restrições das variáveis manipuladas e controladas.

Por sua vez, o processo de neutralização de pH tem sido por muito tempo uma referência de problema não-linear no controle de processos químicos. Segundo (Yoo et al., 2004), isso se deve não apenas à sua importância em diversos processos industriais e biológicos, mas também à sua grande não linearidade, podendo variar sensivelmente sob pequenas mudanças nas condições iniciais do processo.

Por essa razão, diferentes abordagens têm sido estudadas no controle da neutralização do pH. As abordagens mais empregadas nestes casos envolvem técnicas avançadas de controle como: redes neurais (Wior et al., 2010), lógica fuzzy (Kavsek-Biansizzo et al., 1997) e controle adaptativo (Henson e Seborg, 1997). Entretanto, na

maioria desses casos, o problema é tratado como um sistema SISO (Single Input Single Output).

Neste trabalho, visando ao controle de uma planta piloto de neutralização de pH, é empregada a técnica do controle preditivo considerando um sistema multivariável. São consideradas questões como restrições de contorno e não linearidades, cuja natureza é similar e bem representativa da realidade de muitas das plantas encontradas na indústria de processos.

1.1 Objetivo

O principal objetivo é implementar um controlador preditivo para a planta piloto de neutralização de pH existente no Laboratório de Controle de Processos Industriais da Escola Politécnica da USP. Este controlador envolverá as principais variáveis controladas deste sistema, assim como o acoplamento existente entre as mesmas. Sendo assim, trata-se de um sistema multivariável, cujas variáveis controladas são: pH e nível, e as variáveis manipuladas são: velocidade da bomba dosadora de solução básica e válvulas de saída do tanque do reator.

Além disso, os controladores são implementados e são feitas comparações dos comportamentos do sistema quando: pelo controlador PID, apenas pelo controlador preditivo e quando controlado por um controlador preditivo em cascata com controle PID.

No entanto, antes da execução do projeto do controlador preditivo, foi necessário construir, implementar e sintonizar controladores PID's, para as malhas internas da planta (nível e pH). Teve-se ainda que obter os modelos do processo, a

partir de técnicas de identificação de sistemas, para a utilização dos mesmos como modelos preditores.

1.2 Justificativa

Tendo em vista o cenário mundial, em virtude das questões econômicas e ecológicas, almeja-se cada vez mais a sustentabilidade e a otimização dos processos, fazendo com que, neste âmbito, os estudos e a aplicação de técnicas avançadas de controle sejam cada vez mais utilizados. Isso ocorre devido à grande competitividade do mercado, no qual se busca maior eficiência na obtenção e no uso de recursos energéticos, na minimização dos custos e na automação dos processos.

Segundo Camacho e Borbons (1999), ultimamente, a técnica de controle preditivo começou a ser mais amplamente empregada na indústria e pesquisada no mundo acadêmico. Essa maior presença deve-se ao fato de que, nas aplicações industriais onde ela foi utilizada, observou-se um bom desempenho do controlador, proporcionando grande eficiência aos sistemas, mesmo após longos períodos de operação e sem a necessidade de intervenção para se ter uma melhora no desempenho, mostrando certa robustez no controle.

Conforme Qin e Badgwell (2003), as alterações temporais de comportamento dinâmico, devido a mudanças funcionais, desgastes e envelhecimento de unidades de processo, implicam em uma difícil justificativa econômica para o desenvolvimento de modelos fundamentais da Física e da Química. Desta forma, empregar-se-á uma técnica de identificação para a obtenção do modelo preditor.

As principais vantagens da técnica MPC, segundo Camacho e Bordons (1999), estão no fato de integrar parte da formulação de controle ótimo multivariável e na possibilidade de se tratar restrições e não linearidades, que são frequentemente encontradas em ambientes industriais. Hoje em dia já há muitas aplicações bem sucedidas que utilizam tal técnica, tais como: na indústria de processo, na manipulação de robôs, etc.

A planta piloto de neutralização de pH foi escolhida, pois esta reproduz parte de um processo industrial, permitindo assim o estudo e o tratamento de problemas como controle de pH e de nível, que são bastante comuns e muito utilizados no ambiente de controle de processos.

A grande vantagem de se utilizar uma planta piloto está no fato de esta conseguir reproduzir em menor escala a planta original, sem afetar o processo real e sem ter conseqüências econômicas para a produção. Sendo assim, além de ter uma maior disponibilidade para o desenvolvimento de pesquisas, o uso desta permitirá maior diversidade de experimentos, que seriam impraticáveis ou muito demorados na prática.

1.3 Metodologia

Em linhas gerais, o desenvolvimento deste trabalho pode ser dividido por quatro fases. A primeira etapa é marcada pela familiarização com a planta piloto e implementação de controles internos. A segunda etapa corresponde à modelagem por identificação da planta. A terceira etapa baseia-se na construção dos algoritmos de controle, utilizando a técnica de controle preditivo, assim como o ajuste de

parâmetros do mesmo. Por fim, a última etapa é caracterizada pelo levantamento de curvas de resposta do sistema e análise dos resultados experimentais, comparando-se o desempenho das malhas ao utilizar-se somente o controlador PID e quando se utiliza o controlador preditivo seja atuando sobre os set-points dos PID's, ou quando aplicado diretamente nas entradas dos atuadores.

A primeira fase se inicia com o estudo da planta, a fim de se determinar as variáveis controladas, manipuladas e perturbações a serem consideradas no sistema, bem como implantar o controle regulatório nas malhas de nível e pH. Nesta etapa, é necessário também sintonizar os controladores PID's dessas malhas.

Na segunda fase, são estimados modelos lineares da planta, muito embora se saiba que o pH seja um processo altamente não linear, caracterizado pela curva S da titulação da malha de pH. Por esta razão, neste trabalho foi feita a modelagem do sistema dentro da faixa de operação que se deseja trabalhar, na faixa de 5 a 8 do valor de pH. Pode-se construir o modelo da planta de duas formas: ou por meio de modelagem fenomenológica ou utilizando técnicas de identificação de sistemas, nas quais, a partir de perturbações na entrada, registra-se a resposta da planta e estima-se um modelo para a mesma. Neste projeto são usadas técnicas de identificação de sistemas (Aguirre, 2000) e (Jonhson e Moradia, 2005), que são mais utilizadas nos ambientes industriais, haja vista que a modelagem fenomenológica exige um estudo profundo e o modelamento de cada equipamento do sistema, tornando-se um trabalho muito complexo ou mesmo inviável em muitos casos práticos.

Sendo assim, após o estudo da planta, implantação dos controladores regulatórios e modelagem do sistema, pode-se iniciar a terceira parte do projeto, que

é a implementação do controlador preditivo. O controlador preditivo é composto por: modelo preditor, pela definição da função objetivo e pela obtenção da lei de controle. O modelo preditor do processo foi obtido a partir da identificação do sistema, sendo utilizado para fazer a predição do comportamento do sistema. Na função objetivo são considerados os pesos para o acompanhamento do sinal de referência e para o esforço de controle. Desta forma, a lei de controle corresponde à minimização da função objetivo.

A última etapa se baseia na coleta e análise dos resultados, considerando a atuação dos seguintes controladores: controlador clássico PID (Fig. 1.1), controlador em cascata MPC com PID (Fig.1.2) e controlador MPC (Fig1.3).

Figura 1.1– Diagrama esquemático da estrutura da malha de controle PID

Figura 1.2– Diagrama esquemático da estrutura da malha de controle MPC em cascata com PID

Figura 1.3– Diagrama esquemático da estrutura da malha de controle

Desta maneira, analisa-se o comportamento do sistema em malha fechada quando se utiliza a técnica de controle clássico, através do uso do algoritmo PID, e com a técnica de controle avançado do MPC.

1.4 Revisão bibliográfica

- Aguirre (2000) apresenta as técnicas de identificação de controle e os procedimentos a serem seguidos para a obtenção dos modelos.
- Allgöwer et al (2004) descrevem a teoria de controle preditivo não-linear, mostrando estratégia de controle, alguns aspectos computacionais e de implementação. Além disso, mostram uma exemplificação de tal método no controle de uma coluna de destilação, na separação do Metanol e do n-propanol.
- Barr (2001) explica o funcionamento da modulação por PWM (Pulse Width Modulation).
- Camacho e Bordons (1999) descrevem a teoria de controle preditivo, mostrando algumas aplicações e simulações.

- O processo de estimação de parâmetros na identificação e na modelagem de um sistema é abordado por Eykhoff (1974).
- Garcia (2008) descreve e mostra exemplos de modelagem e simulações de sistemas.
- Em (Garcia, 2009), técnicas e estruturas para a identificação de um sistema são descritas e mostradas através de exemplos e simulações.
- O trabalho (Godoy, 2010) discute a adequação da plataforma de pesquisa e desenvolvimento do laboratório de sistemas industriais, utilizando a planta de neutralização de pH. São mostradas as arquiteturas de redes, a disposição dos controladores, a funcionalidade de cada um deles. Além disso, são descritos e detalhados todos os equipamentos de Hardware e software que compõem esta planta piloto.
- Johnson e Moradi (2005) descrevem novas técnicas de identificação e modelagem de sistemas, aplicando-os em estudos de casos por simulações ou experimentos.
- Kavsek-Biasizzo (1997) utiliza técnicas fuzzy para resolver o problema de controle de uma planta de pH.
- Ljung (2010) apresenta o processo de identificação de sistemas e mostra os aspectos importantes na obtenção de um modelo.
- Henson e Seborg (1997) descrevem alguns tipos de técnicas de controle de um processo de pH analisando as dificuldades e o desempenho de cada uma delas, conforme as condições de operação, técnicas, etc.

- Norquay et al. (1999) utilizam e comparam a técnica de Wiener de controle preditivo em relação a uma técnica linear aplicada numa planta de neutralização de pH.
- Pinho et al. (2004) implementam um sistema de controle de pH, utilizando algumas técnicas de controle. O controle que obteve melhor resultado é do tipo gain-scheduling.
- Qin e Badgwell (2003) exibem uma visão geral da tecnologia de controle preditivo disponível comercialmente. A partir de dados informados pelos fornecedores, são apresentados os diferentes aspectos do cálculo de controle, assim como os métodos de identificação utilizados, determinando semelhanças e diferenças entre as várias abordagens adotadas por cada fabricante.
- Wior et al. (2010) mostram resultados da aplicação de redes neurais para a solução do controle de neutralização de pH.
- Na publicação (Yoo et al., 2004) são mostrados estudos e simulações de controle baseado no filtro de Kalman, para um processo de neutralização de pH.

1.5 Sumário estruturado

Este trabalho trata do projeto de um controlador preditivo, aplicado a uma planta piloto de neutralização de pH.

No capítulo 1 são apresentados os tópicos introdutórios: objetivos, justificativa, metodologia empregada e revisão bibliográfica relativa ao emprego de controle preditivo em plantas similares.

No capítulo 2 faz-se uma descrição e a caracterização da planta de pH a ser utilizada. É descrito o processo físico-químico da planta e listadas as variáveis de processo e perturbações presentes no sistema, assim como as variáveis controladas e manipuladas que são consideradas para o desenvolvimento do trabalho. Além disso, são detalhados brevemente os principais equipamentos e softwares que compõem a planta.

No capítulo 3 são descritas as malhas de controle regulatório da planta. Além disso, é descrito a implementação dos controles PID, envolvendo ajustes nos parâmetros internos e na sintonia.

No capítulo 4 há uma explanação sobre a técnica de identificação de sistemas e as considerações adotadas para a obtenção do modelo da planta. Ainda neste capítulo são descritos os pontos de operação e as técnicas que foram consideradas. Para a validação do mesmo serão comparadas as repostas experimentais com as repostas geradas pelo modelo identificado quando aplicados diferentes sinais de entrada. É importante ressaltar que este modelo é utilizado como um modelo preditor para a malha de controle avançado. Desta forma, o modelo identificado

desejado deve representar o sistema regulatório em malha fechada, de forma que a fidelidade deste modelo influencia no desempenho do controlador preditivo que é aplicado posteriormente.

No capítulo 5 se descreve a técnica de controle preditivo que é utilizada no projeto, apresentando as principais partes que compõem este algoritmo: o modelo preditor, a função objetivo e a lei de controle implementada.

No capítulo 6 mostram-se os experimentos utilizados para a modelagem dos sistemas. Além disso, é descrita a implementação dos controladores preditivos e dos controladores PID's desenvolvidos para o projeto, a partir da utilização das ferramentas de controle avançado do Matlab e a programação do controlador ABB, utilizando o software IT 800xA para a implementação da malhas regulatórias e acionamento dos equipamentos.

No capítulo 7 são apresentados os resultados experimentais da aplicação da técnica de controle preditivo. Tais resultados são analisados e comparados considerando a atuação dos três controladores: controlador PID, controlador MPC em cascata com controladores PID e controlador MPC agindo diretamente nos atuadores.

Finalmente, no capítulo 8 são apresentadas as conclusões, considerações finais e sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2

2 PLANTA DE NEUTRALIZAÇÃO DE PH

2.1 Descrição geral

A planta piloto utilizada neste trabalho representa um processo industrial de neutralização de pH, onde a água provinda do processo encontra-se com pH não neutro e é necessário se fazer a neutralização da mesma, a fim de que se possa reutiliza - lá ou descartá-la no ambiente.

Este processo pode ser esquematizado conforme ilustrado na Figura 2.1.

Figura 2.1 – Ilustração simplificada do processo de neutralização de pH.

Basicamente, este sistema é constituído por quatro tanques: um tanque de reator, um tanque de ácido primário, um tanque de ácido intermediário e um tanque de base, além da instrumentação como: válvulas, medidores e transmissores, que possibilitam o controle do processo.

O tanque do reator é o tanque no qual ocorre o processo físico-químico de neutralização, em que o ácido reage com a base formando uma solução de sal.

Os tanques de ácido encontram-se interligados por meio de uma válvula manual e são responsáveis por alimentar a planta com a solução ácida. O sistema deve operar mantendo o nível do tanque intermediário fixo, limitado por uma bóia, fazendo com que a coluna d'água e, conseqüentemente, a pressão e o escoamento através da válvula de saída sejam constantes. Sendo assim, a vazão de alimentação de ácido no tanque do reator é mantida constante durante o processo. O fluxo pode ser ajustado a partir da válvula manual instalada na saída do tanque intermediário.

O abastecimento de solução básica no tanque de reator é feito através de uma bomba dosadora. Uma vez que a vazão não é regulada por uma válvula, a existência do tanque intermediário para manter um fluxo constante não se faz necessária.

Há também um reservatório d'água, que armazena a água filtrada para a alimentação do circuito. Esta água também é utilizada para controlar o nível do tanque do reator.

Todos os sinais relevantes são transmitidos e comandados através do controlador. A rede de controle é uma rede otimizada com comunicação de alto

desempenho e confiabilidade, tendo tempos de resposta em tempo real. Controladores e Servidores de Conectividade estão conectados nessa LAN (Local Área Network), que envia os dados para o sistema supervisorio. É nesta rede, denominada como Cliente/Servidor, que há interfaces gráficas homem-máquina, permitindo assim a supervisão e a operação da planta. Esta, basicamente, é constituída por Workstations e outros servidores, como de aspecto e domínio, que são melhores descritos posteriormente.

É importante ressaltar que a planta física existente no Laboratório é uma planta utilizada para fins de pesquisa, onde há alguns outros equipamentos e instrumentos que não são necessários e nem utilizados durante os ensaios. Desta forma, os mesmos não são abordados e nem detalhados neste trabalho. A figura 2.2 mostra uma foto da planta de neutralização, ilustrando parte dos equipamentos.

Figura 2.2 – Foto da planta piloto de neutralização de pH.

2.2 Equipamentos

Os recursos do sistema podem ser divididos em hardware e software.

A parte de hardware representa os componentes físicos que vão desde a instrumentação, motores e controladores até servidores. Já a parte de software corresponde ao ambiente de programação de controladores, do ambiente supervisorio e do sistema de gerenciamento.

Nas subseções subsequentes estão listados e descritos o tipo e a funcionalidade dos principais equipamentos que compõem o sistema. Os mesmos podem ser localizados e identificados no P&ID da figura 2.3.

Figura 2.3 – P&ID esquemático do processo de neutralização de pH.

2.2.1 Hardware

2.2.1.1 Sensores de nível

Estes sensores são chaves de nível, localizadas em todos os tanques da planta, a fim de detectar os valores limites dos níveis para cada tanque.

- Chave de nível do tanque primário – LSH-11

Sensor de nível alto do tanque, a fim de evitar transbordamento.

- Chave de nível baixo do tanque de base – LSL-13

Sensor de nível baixo, cujo sinal intertrava a bomba dosadora, a fim de evitar que a bomba opere em vazio.

2.2.1.2 Motores

- Agitador mecânico – MZ-81

O agitador situa-se no interior do tanque do reator e auxilia na homogeneização da temperatura e do pH da solução.

Este equipamento não é manipulado pelas malhas de controle, ele apenas deverá manter-se ligado e a uma velocidade constante, para garantir a homogeneização da mistura no interior do tanque, durante os experimentos.

- Bomba dosadora – FZ-41

Esta bomba é responsável pela injeção de solução básica no sistema, influenciando diretamente o nível, o valor do pH e a temperatura da solução do tanque do reator. O equipamento é um Pulsatron Série E, da Pulsafeeder, que opera

na forma de pulsos e a volume constante, onde o bombeamento é feito de forma periódica, expelindo o líquido a uma frequência ajustável.

A vazão é regulada pelo ajuste do curso do diafragma (*Stroke*) e pelo sinal remoto. Este sinal varia de 0 a 100% e é proporcional à frequência, controlando a rotação do motor.

Apesar de a bomba operar de forma pulsada, esta possui um comportamento aproximadamente linear. Desta forma, a vazão instantânea da bomba pode ser calculada pela expressão (2.1).

$$Q = \left[\frac{Stroke(\%)}{100} \right] \cdot \left[\frac{Sinal(\%)}{100} \right] \cdot [Max \ Vazão \ Nominal] \quad (l/h) \quad (2.1)$$

2.2.1.3 Válvulas

Válvulas Manuais

São válvulas que não podem ser acionadas remotamente e nem visualizadas pelo sistema supervisor. O ajuste é local.

- Válvula da entrada do tanque de reator - HV-31A

Válvula on-off responsável pela alimentação de ácido no tanque do reator.

- Válvula da saída do tanque de ácido intermediário - HV-31B

Válvula on-off responsável pela liberação do fluxo proveniente do tanque de ácido intermediário.

- Válvula entre os tanques de ácido- LCV-35

Válvula responsável pelo ajuste do fluxo entre os tanques primário e intermediário de ácido.

Válvulas Solenóides

Válvulas com entrada discreta que podem ser acionadas via SDCD ou localmente.

- Válvula da saída do tanque de reator – LV-16A

Válvula que controla a saída do fluxo no tanque do reator, sendo responsável pela manutenção do nível no tanque. Seu controle é realizado via modulação (PWM) a partir da resposta da malha de nível.

- Válvula de entrada do tanque de ácido primário – LV-11

Válvula que regula a alimentação de água no tanque de ácido primário.

- Válvula de alimentação de água no tanque de base – LV-13

Válvula que regula a alimentação de água no tanque de base.

- Válvula de interligação dos tanques de ácido - FV-35

Interliga a comunicação entre os tanques de ácido primário e intermediário. E também auxilia para a manutenção e ajuste do fluxo de ácido durante os experimentos.

- Válvula de alimentação de ar no tanque de ácido - FV-61

Entrada de ar para a agitação da solução ácida, auxiliando na homogeneização.

- Válvula de alimentação de ar no tanque básico – FV-63

Entrada de ar para a agitação da solução básica, auxiliando na homogeneização.

2.2.1.4 Transmissores e medidores

- Transmissor de nível (LIT-10)

Responsável pela transmissão do nível do tanque do reator ao SDCD via sinal 4 a 20mA.

- Transmissor de temperatura (TT-20)

Responsável pela transmissão do sinal de temperatura do tanque do reator ao SDCD via sinal de 4 a 20mA.

- Transmissor de vazão (FIT-31)

Medida da vazão de ácido na entrada do tanque de reator, proveniente do tanque de ácido intermediário.

Este instrumento eletromagnético é responsável pela medição e transmissão da vazão para o SDCD.

- pHmetro (AITY-40)

O pHmetro faz a medição e transmissão do valor do pH da solução no interior do Tanque do Reator. Além disso, este transmissor também é composto por um sensor de temperatura (TE-40), cuja medição é utilizada para compensar desvios no pH provocados pela mudança de temperatura.

2.2.1.5 Controladores

- Controlador ABB AC800M - XC-00

É um tipo de SDCD (Sistema Digital de Controle Distribuído) utilizado para controlar e adquirir sinais da planta, com o uso de malhas de controle interno. Este controlador é integrado ao sistema supervisório IIT800xA, permitindo uma comunicação de alto desempenho via protocolo MMS, tornando possível a troca de dados entre os mesmos.

- Controlador da Rockwell SLC 500 - XZC-00

Controlador utilizado como segurança da planta, de forma que só atua quando forem atingidos níveis críticos do processo. Nessa situação, ele assume a prioridade do comando fazendo o by-pass do controle do SDCD da ABB.

2.2.1.6 Servidores

- Servidor de Domínio

Responsável pelo gerenciamento de recursos, usuários e de endereçamento IP, executando serviços como DNS (Domain Network Service).

- Servidor de Aspecto

O Servidor de Aspecto é responsável pelo armazenamento de todos os dados de integração e partes estáticas do sistema.

- Servidor de Conectividade

Neste servidor são executados os serviços OPC/DA, OPC/AE, OPC/HDA, permitindo a comunicação e o acesso dos dados entre as redes do controlador e a rede

cliente servidor, contendo informações do histórico de dados, dados de alarmes e de eventos.

- Servidor do PIM's

É responsável pelo armazenamento histórico dos sinais do processo. Permite a análise e a comparação de resultados e medições relacionadas às variáveis medidas do sistema.

2.2.2 Software

2.2.2.1 Software de Automação - ABB - IIT800xA

Este é um sistema de automação de processos completo que complementa o escopo de sistemas de controles tradicionais para incluir todas as funções de automação em um ambiente de engenharia e operação, possibilitando plantas de processo a melhorar consideravelmente o desempenho, produtividade e conseqüentemente economia de gastos de manutenção.

2.2.2.2 Software de Automação para Segurança - Rockwell

Em muitos ambientes industriais, principalmente envolvendo áreas de risco, é feito um controle de segurança do processo utilizando um controlador PLC independente do controlador utilizado na automação e controle da planta.

Com o intuito de reproduzir ambientes reais industriais, nesta planta usa-se um controlador da Rockwell para fazer o controle de intertravamento de motores, válvulas e outros equipamentos críticos do sistema, quando atingidas condições críticas para a segurança dos equipamentos e do ambiente.

Entretanto esse controle de segurança não interfere nos ensaios realizados neste projeto, pois os mesmos foram praticados em condições normais de operação.

2.3 Variáveis do processo

Considerando os equipamentos e instrumentos da planta descrita anteriormente, podem-se listar as variáveis medidas e ou manipuladas que se tem neste sistema:

- Acionamento da válvula primária na saída do tanque reator (LV-16A);
- Acionamento da válvula de entrada de ácido principal no tanque reator (FV-31);
- Velocidade da bomba dosadora (FZ-41);
- Indicador de pH no tanque do reator (AITY-40);
- Nível do tanque reator (LIT-10);
- Vazão de ácido principal (FIT-31) na entrada do tanque do reator;
- Vazão de base fornecida pela bomba na entrada do tanque do reator (FZ-41).

Para o projeto do controlador preditivo, são mantidas constantes algumas destas variáveis, diminuindo assim o número das variáveis do processo, a fim de que se tenha um modelo mais simples e uma facilidade maior na análise dos resultados. Sendo assim, a escolha das variáveis foi definida seguindo o grau de importância da mesma no processo, a possibilidade de controle e de forma que fosse possível trabalhar com uma matriz de transferência quadrada representando o sistema.

Variáveis controladas:

- pH no tanque do reator
- Nível no tanque do reator

Variáveis manipuladas:

- Velocidade da bomba dosadora de solução básica
- Acionamento da válvula de saída do tanque do reator

Além disso, este processo está sujeito a perturbações, ocasionadas por sinais que são medidos, porém não controlados. Entre eles se destaca a vazão da entrada de ácido.

A vazão de entrada do ácido se altera conforme a variação da altura da coluna de solução no tanque de ácido. Desta forma, essas variações puderam caracterizar os ensaios como regulatórios.

Capítulo 3

3 MALHAS DE CONTROLE INTERNO

As principais malhas presentes neste sistema são a malha de controle de nível e de pH presentes no tanque do reator.

Este tanque possui como entrada: as vazões de ácido e base. A vazão ácida é regulada pela válvula manual FV-35 e deve ser mantida constante, podendo ser medida através do instrumento FIT-31. Já a vazão de base é controlada pela bomba dosadora, que obedece a saída da malha interna de pH (AC-41). A saída deste tanque ocorre através da válvula solenóide on-off (LV-16A), a qual é controlada via PWM pela resposta da malha de nível (LC16).

3.1 Controle de pH

O valor do pH (potencial hidrogeniônico), por definição, pode variar na escala de 0 a 14. Para um valor menor que 7, tem-se uma solução ácida, enquanto que para um valor maior que 7 tem-se uma solução básica e para o pH igual a 7 tem-se uma solução neutra.

O cálculo do pH está relacionado com a concentração hidrogeniônica $[H^+]$, conforme a expressão (3.1).

$$pH = -\log_{10}\{H^+\} \quad (3.1)$$

Desta forma, a solução ácida é aquela que possui uma maior concentração de íons de H^+ , enquanto que uma solução básica (ou alcalina) é aquela que possui uma maior concentração hidroxiliônica $[OH^-]$.

Em uma mesma solução, a quantidade desses íons não é independente, de forma que o aumento de uma propicia a diminuição da outra e vice-versa. Quando essas concentrações são iguais, a solução é denominada como neutra, ou seja, as proporções dos íons de H^+ e OH^- são idênticas.

Durante um processo de neutralização, os íons H^+ presentes em grande quantidade na solução ácida se ionizam com a água formando H_3O^+ , estes por sua vez, reagem com os íons OH^- provenientes da solução básica, tendo como produto água (H_2O). Ou seja:

No processo de neutralização de pH, deseja-se fazer uma mistura de soluções ácidas e básicas a fim de que se atinja um ponto de equivalência, onde as concentrações do titulante e do titulado estejam nas proporções estequiométricas da reação desejada.

Nos ensaios realizados neste trabalho, usa-se o hidróxido de sódio para a preparação da solução básica e o ácido clorídrico para a produção da solução ácida.

As equações estequiométricas desta reação são:

onde, a reação total:

O sistema a ser modelado é considerado perfeitamente agitado, de forma que o processo de neutralização de pH seja contínuo. Sendo assim, o resultado da mistura é uma solução neutra, composta por sal e água.

O tanque do reator é alimentado por uma solução ácida e uma básica, e para se ter um controle do processo de neutralização, utiliza-se um controlador (AC-41). Considerando que a vazão de entrada de ácido é mantida contínua, o controlador mede o valor do pH no tanque reator e atua na vazão de base através da bomba dosadora, que alimenta o tanque com solução alcalina.

3.2 Controle de nível

O nível do tanque de reator é medido através do instrumento LIT-10.

O controle do nível deve ser feito pelo controlador (LC-16), cuja resposta atuará na abertura e fechamento da válvula solenóide (LV-16), localizada na saída do tanque.

Devido à válvula possuir entrada discreta e não ser do tipo modulante, o acionamento da mesma ocorre via modulação de largura de pulsos (PWM - Pulse Width Modulation).

Conforme definição de Michael Barr (2001), essa é uma técnica de codificar digitalmente níveis de sinal analógico, através da utilização de contadores precisos, em que o ciclo de trabalho de uma onda quadrada é modulado de forma a codificar um

nível específico de sinal analógico. O sinal PWM é digital já que para um determinado instante de tempo, o sinal é máximo (um) ou mínimo (zero). Desta forma, conforme representado pela figura 3.1, o valor analógico é representado pelo intervalo porcentual do tempo que o sinal assume valor digital igual a um, dentro do período do pulso. A ideia central é que o valor médio do trem de pulsos seja igual ao valor desejado para o sinal analógico. Desse modo, a fonte de tensão ou corrente fornece energia para o dispositivo analógico através de uma série de pulsos que se repetem ao longo do tempo.

Figura 3.1 – PWM – Modulação de um sinal analógico.

3.3 Implementação e sintonia de PID's

Conforme já mencionado anteriormente neste trabalho, para o controle das malhas internas faz-se uso de controladores PID.

Este tipo de controlador foi escolhido por já ser amplamente utilizado na indústria e em diversas aplicações. Além disso, este controlador é o mais comumente empregado em processos contínuos.

O controlador PID, em malha fechada, opera com base no sinal de erro, obtido a partir da comparação do sinal de referência (set-point), que é o valor de trabalho, com o sinal da resposta do sistema (feedback). Assim, através da subtração desses sinais, o controle atua de forma que se tenha a redução do erro.

Sua saída é resultado de três diferentes tipos de ação: proporcional, integral e derivativa, conforme ilustrado na figura 3.2.

Figura 3.2 – Controle PID.

onde:

K_c = Ganho do controlador

T_r = Tempo integral ou reset

T_d = Tempo derivativo

Desta forma, no domínio do tempo, a equação de um controlador do tipo PID pode ser escrita conforme a expressão (3.5).

$$u = K_c \cdot \left(e + \frac{1}{T_r} \int e dt + T_d \frac{de}{dt} \right) \quad (3.5)$$

Consequentemente, a função de transferência em transformada de Laplace pode ser escrita pela expressão (3.6)

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{T_r s} + T_d s \right) = \frac{K_c}{T_r} \left[\frac{T_r T_d s^2 + T_r s + 1}{s} \right] \quad (3.6)$$

Cada uma dessas ações possui seus respectivos parâmetros, que podem ser ajustados para aperfeiçoar o desempenho e a estabilidade do sistema. O ajuste desses parâmetros é chamado de sintonia, de forma que a resposta da planta depende do valor dos parâmetros.

O parâmetro K_c corresponde à ação proporcional e imediata, acelerando a resposta do processo, reduzindo em geral o tempo de subida e o valor do erro máximo. Em contrapartida, o aumento excessivo do valor deste parâmetro pode aumentar o sobressinal e o tempo de estabilização e até causar a instabilidade do sistema.

O termo integrativo tem uma ação gradual e proporcional à integral do erro, respondendo ao seu passado, quando este for diferente de zero. Isso propicia, em geral, a eliminação (ou a redução) do erro de regime permanente e reduz o tempo de subida, em detrimento ao aumento do período de oscilação, do sobressinal e do tempo de estabilização. Sua ação pode ocasionar respostas mais lentas e oscilatórias, tendendo a instabilizar a malha.

A ação derivativa é utilizada para acelerar e estabilizar a malha, reduzindo o sobressinal, o erro máximo e o período de oscilação. Entretanto, sua ação antecipatória, proporcional à derivada do erro, faz com que o uso deste parâmetro não seja indicado em caso de processos muito ruidosos, pois estes ruídos são amplificados. Por outro lado, é possível diminuir este problema aproximando o termo derivativo por um filtro passa-alta.

Desta forma, depois de implementadas as duas malhas de controle, já descritas no capítulo anterior e detalhadas no Apêndice 1 (mostrando a lógica de programação), foi-se necessário sintonizá-las.

Como o foco do trabalho não é o estudo de técnicas de sintonia do PID, uma sintonia que mantenha a estabilidade do sistema e que produza tempos de respostas estacionários inferiores à maior constante de tempo do sistema em malha aberta já é suficiente.

Assim, para prosseguir na implantação da técnica de controle avançado, o controle preditivo, foi feita uma sintonia que garantisse controles com erro estacionário inferior a 1%.

Para realizar a sintonia do controlador PID foi utilizada a ferramenta auto-tuner, presente no software da ABB, que é rápida e de fácil utilização.

Uma técnica de auto-tuning, também conhecida por Relay Feedback Auto-Tuning, foi desenvolvida por Åström e Hägglund durante os anos de 1984 a 1988. Esta técnica baseia-se na introdução de um relê na saída do controlador, produzindo uma oscilação com pequenas amplitudes nas variáveis de processo. As figuras 3.3 e 3.4 ilustram, respectivamente, o diagrama de blocos e a resposta obtida utilizando esta técnica.

Figura 3.3 – Diagrama de blocos representativo do auto-tuner.

Figura 3.4 – Respostas da saída e da entrada da planta durante o auto-tuning.

O experimento com esta técnica de auto-sintonia determina um ponto na curva de Nyquist, da dinâmica em malha aberta, que é próximo do ponto crítico, conforme na figura 3.5. Sabendo que a frequência do ciclo limite é aproximadamente o ponto onde o processo tem uma defasagem de -180° e que a razão entre a amplitude do ciclo limite e a amplitude do rele é aproximadamente o ganho do processo, é possível estabelecer possíveis valores para os parâmetros do PID.

Figura 3.5 – Curva de Nyquist.

Capítulo 4

4 IDENTIFICAÇÃO DO MODELO DA PLANTA

Conforme é detalhado no capítulo seguinte, para a implementação da técnica MPC, é necessário ter o modelo do sistema a controlar. Este modelo serve para fazer uma predição e uma estimativa do comportamento do sistema, quando sujeito a determinadas entradas e submetido às mesmas condições de operação.

A Identificação de Sistemas é definida por Ljung (2010) como sendo a arte e a ciência de construir modelos matemáticos para representar sistemas dinâmicos, a partir da observação de dados de entrada e de saída dos mesmos. Desta forma, tendo em vista as várias técnicas de identificação existentes, o intuito é encontrar um modelo de ordem baixa que represente aproximadamente o comportamento da planta de pH de forma que seja possível fazer uma predição e se tenha o controle da planta.

4.1 Identificação de sistemas

Para a concepção desses modelos, Aguirre (2004) divide o procedimento de identificação de um sistema em 5 etapas:

- Coleta de dados de entrada e saída
- Representação matemática
- Estrutura do modelo
- Estimação de parâmetros
- Validação

A seguir estão detalhados os conceitos e técnicas envolvidas em cada uma dessas etapas.

4.1.1 Coleta de dados de entrada e saída

A primeira etapa consiste na definição de alguns parâmetros e sinais a serem considerados no experimento, tais como: definição das entradas e saídas, escolha do sinal de excitação e do período de amostragem.

Para essa definição das entradas e saídas, uma regra simples mencionada por Garcia (2009), é selecionar os sinais relacionados com o fenômeno de interesse.

Existem diversos tipos de sinais de excitação, entre os mais utilizados estão: impulsivo, degrau, PRBS (PseudoRandom Bit Sequences), GBN (Generalized Binary Noise), etc.

Após a escolha e a excitação das entradas da planta, os dados experimentais são coletados, amostrados em pontos discretos no tempo. Esse intervalo de tempo entre as amostras é denominado período de amostragem e consequentemente o inverso deste valor é chamado de taxa de amostragem.

Segundo o teorema de Nyquist, a importância da escolha da taxa de amostragem está em determinar a componente de mais alta frequência que seja possível observar no sinal amostrado.

4.1.2 Representação matemática

O modelo matemático de um sistema pode ser representado em tempo contínuo ou discreto, seja por meio de equações diferenciais ou de diferenças.

Como explicado por Garcia (2009), quando se trata da modelagem obtida por meios fenomenológicos é comum que se adote a base de tempo contínuo, em virtude de a maioria das leis da física serem expressas nesse tempo. Por sua vez, quando se trata de identificação de sistemas por processos experimentais, trabalha-se com amostras de dados coletados a cada intervalo de tempo, nesses casos usualmente adota-se o tempo discreto.

Entretanto é possível fazer a conversão entre os tempos, na qual a relação entre o tempo contínuo para tempo discreto pode ser expressa como mostrado em (4.1).

$$t = K \cdot T \quad \text{para } k=1,2,3,\dots \quad (4.1)$$

onde T é o período de amostragem e k seriam as amostras correspondentes.

4.1.3 Estrutura do modelo

A seguir são mostradas as principais estruturas de modelo que são utilizadas quando se usam as técnicas de identificação de sistemas.

Resposta impulsiva

Neste modelo, a saída y é relacionada com a entrada u , conforme a expressão (4.2), através de parâmetros h_i , que por sua vez, são as saídas amostradas quando o processo é excitado por um impulso unitário.

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} h_i u(t-i) \quad (4.2)$$

Desta forma, o modelo preditor no tempo discreto, pode ser calculado por (4.3).

$$\hat{y}(t+k) = \sum_{i=1}^N h_i u(t+k-i/t) \quad (4.3)$$

onde $\hat{y}$ é o sinal de saída predito

Resposta ao degrau

Esta estrutura é similar ao método de reposta impulsiva, porém os parâmetros g_i são amostras da resposta do sistema quando excitado por uma entrada degrau. A saída se relaciona com a entrada conforme mostrado em (4.4).

$$y(t) = y_0 + \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t-i) \quad (4.4)$$

onde: $\Delta u(t) = u(t) - u(t-1)$ e y_0 corresponde ao valor inicial do sinal de saída

Sendo assim, o modelo preditor discretizado é mostrado na expressão (4.5).

$$\hat{y}(t+k) = \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(t+k-i/t) \quad (4.5)$$

Função de transferência

Usa-se o conceito de função de transferência $G=B/A$, de forma que a predição da saída é expressa em (4.6).

$$\hat{y}(t+k/t) = \frac{B(z^{-1})}{A(z^{-1})} u(t+k/t) \quad (4.6)$$

onde: $A(z^{-1}) = 1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_{na} z^{-na}$; $B(z^{-1}) = b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_{nb} z^{-nb}$

Espaço de estados

Baseado na representação do sistema na forma de estados x e nas matrizes de entrada e saída pode-se ter um modelo preditor, conforme mostrado em (4.7).

$$x(t) = Mx(t-1) + Nu(t-1)$$

$$y(t) = Qx(t)$$

$$\hat{y}(t+k/t) = Q\hat{x}(t+k/t) = Q[M^k x(t) + \sum_{i=1}^k M^{i-1} Nu(t+k-i/t)] \quad (4.7)$$

Cada um dos modelos tem vantagens e desvantagens e algumas restrições na representação dos sistemas. Os métodos baseados na resposta impulsiva e degrau são intuitivos e claros quanto à influência das variáveis manipuladas na resposta do sistema. Entretanto, as suas séries são truncadas para que se tenha um reduzido número de parâmetros, limitando-se essa representação a processos estáveis e sem integradores.

Já as formas de função de transferência e do modelo baseado em espaço de estados podem ser utilizadas para sistemas multivariáveis, mas o cálculo também se torna mais complexo. Além disso, pode ser necessário o conhecimento prévio do processo para a identificação de alguns parâmetros fundamentais.

4.1.4 Estimação dos parâmetros

Segundo Eykhoff (1974), a estimação dos parâmetros é definida como: “a determinação experimental de valores de parâmetros que governam a dinâmica e/ou o comportamento não-linear, assumindo-se que a estrutura do modelo seja conhecida”.

Dentre muitos métodos, destacam-se: o da análise em frequência, o da resposta transitória e os métodos dos mínimos quadrados, mais amplamente empregado na literatura.

Na prática a estimação dos parâmetros é um processo iterativo, onde o “melhor” modelo é aquele que mais se aproxima do sistema real.

4.1.5 Validação do modelo

Segundo Ljung (1999), um modelo não deve ser visto como uma descrição verídica do sistema, este deve ser encarado como uma boa e suficiente representação matemática, tendo em vista os aspectos particulares de interesse do usuário.

Desta maneira, neste trabalho, o modelo adotado corresponde a um modelo mais simples possível, porém suficiente para prever o comportamento da planta de forma a se ter um controle preditivo eficiente.

A validação do modelo será feita através da validação cruzada, que consiste na utilização de dados de entrada do sistema distintos dos dados que foram usados no processo de identificação para a obtenção dos modelos. Desta forma, excitando esses modelos com esses dados experimentais, analisaram-se as curvas de resposta e comparou-se com os respectivos dados de saída coletados experimentalmente.

Através do Matlab, foi possível calcular o fator de ajuste entre os dados reais e as saídas do modelo, conforme mostrado na expressão (4.8).

$$FIT = 100 \cdot \left(1 - \frac{|(Y - YHAT)|}{|Y - Média(Y)|} \right) \quad (4.8)$$

onde, Y correspondem aos dados reais, $YHAT$ aos dados obtidos pelo modelo.

Desta maneira foi selecionado o modelo que dentre os encontrados atingiu um dos maiores valores de FIT e considerando a simplicidade da estrutura.

4.2 Modelagem da planta

Neste trabalho, como os casos em estudo envolvem o controle do MPC atuando diretamente nas variáveis manipuladas do sistema e quando este controle é aplicado aos set-points dos PID's internos da planta, faz-se necessário encontrar dois modelos, um para cada um desses casos:

- Modelo da planta + PID's
- Modelo da planta

A seguir estão descritos os modelos que foram identificados, explicando o método adotado para a identificação e a composição de cada um deles.

4.2.1 Modelo da planta + PID's

Este modelo considera a planta e os controladores de nível e pH, implementadas no controlador. Na Figura 4.1 mostram-se o diagrama de bloco equivalente.

Figura 4.1 – Modelo do processo em malha fechada

As técnicas convencionais utilizadas para a identificação de sistemas, conforme já descrito anteriormente neste capítulo, baseiam-se na aplicação de sinais conhecidos nas entradas do sistema e análise das saídas dos mesmos. Assim, é possível fazer uma aproximação do comportamento do sistema com um sistema linear de grau n , a fim de que se tenha uma representação matemática do mesmo.

Nessa planta, por se tratar de um sistema do tipo MIMO (Multiple Inputs Multiple Outputs), é necessário fazer dois ensaios. Utilizando as técnicas convencionais de identificação, no primeiro ensaio forçam-se variações em uma das entradas do sistema, mantendo a outra constante, de forma a observar a resposta obtida na sua respectiva saída. No segundo ensaio se faz o inverso, mantendo-se a primeira entrada constante e variando a segunda entrada.

A partir destas respostas é possível fazer aproximações de sistemas lineares de ordem n , que possuam comportamento semelhante quando submetidos às mesmas condições de operação. Desta forma, encontram-se duas funções de transferência representadas a seguir:

$$G_{pH} = \frac{B_{AIT40}}{A_{FIT40}} \quad (4.9)$$

onde A_{FIT40} corresponde a vazão de base da bomba dosadora e B_{AIT40} a indicação do valor do pH

$$G_I = \frac{B_{LIT10}}{A_{FIT10}} \quad (4.10)$$

onde A_{FIT10} corresponde a vazão do efluente na saída do tanque reator e B_{LTI10} a indicação do valor do nível

Apesar do sistema ser composto pelos sinais de pH e de nível, como mencionado anteriormente, observa-se experimentalmente que a correlação entre esses sinais é pequena. Desta forma, ao invés de se considerar um sistema MIMO, é feita uma aproximação e o sistema é estudado como se fossem dois sistemas do tipo SISO (Single Inputs Single Outputs). Considerando assim a correlação nula entre suas entradas, a função de transferência do sistema da planta é representada pela equação (4.11).

$$G_{planta} = \begin{bmatrix} G_{pH} & 0 \\ 0 & G_l \end{bmatrix} \quad (4.11)$$

4.2.2 Modelo da planta

Já neste modelo é considerado apenas o sistema físico dos tanques e instrumentação que compõem o sistema de pH, descritos no capítulo 2.

Entretanto, por se tratar de um sistema altamente sensível a perturbações, (em que é difícil a obtenção de regime estacionário), quando trabalhado em malha aberta, optou-se em fazer os ensaios em malha fechada, a fim de se utilizar as técnicas convencionais de identificação.

Desta forma, o modelo identificado corresponde à planta em malha fechada composto pelo controlador e a planta. Uma vez que a função de transferência do controlador é conhecida, por se tratar de um PI com sintonia definida pelo usuário,

faz-se necessária uma manipulação matemática para encontrar a função de transferência da planta.

Desta forma, considerando o modelo representado na figura 4.1, a função de transferência em malha fechada pode ser representada pela equação (4.12).

$$G_{MF}(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{G_{MA}(s) \cdot C(s)}{1 + G_{MA}(s) \cdot C(s)} \quad (4.12)$$

onde $C(s)$, corresponde a um controlador PI

$$C(s) = (Kc(1 + 1/Ti s)) \quad (4.13)$$

Fazendo-se uma manipulação matemática isolando-se a função de transferência de malha aberta a partir da expressão (4.12), tem-se:

$$G_{MA} = \frac{G_{MF}}{C - G_{MF} * C} \quad (4.14)$$

Capítulo 5

5 MODELO DE CONTROLE PREDITIVO

O Controle Preditivo baseado em Modelo (MPC) refere-se a um grupo de métodos que fazem uso explícito do modelo do processo para a obtenção do sinal de controle a partir da minimização de uma função de custo. Entretanto, todos esses algoritmos seguem a mesma estratégia, que pode ser representada pela Figura 5.1.

Figura 5.1 – Estrutura básica do MPC

A partir do modelo do processo obtêm-se as saídas futuras para um horizonte N , chamado de horizonte de predição. Essas saídas preditas são calculadas a cada instante t , utilizando os valores passados das entradas e saídas e sinais de controle.

Já os sinais de controle futuros, $u(t+k/t)$, $k=0\dots N-1$, são determinados pelo critério de otimização, que normalmente trata-se de uma função quadrática do erro, a

fim de manter o processo tão próximo quanto possível da trajetória de referência. Na maioria dos casos, o esforço de controle também é incluso nessa função de custo.

Desta forma, os algoritmos que utilizam esta estratégia diferem entre si pelo modelo adotado para a representação do processo e perturbações, além da escolha da função objetivo.

Sendo assim, em linhas gerais, segundo Camacho e Bordons (1999), pode-se dividir este algoritmo em três elementos:

- Modelo de preditor
- Função objetivo
- Lei de controle

5.1 Modelo preditor

O modelo preditor tem um papel fundamental no controle preditivo. Este deve ser capaz de representar a dinâmica do processo e seguir as predições. Se necessário, este pode ser separado em duas partes: modelo do processo e modelo do distúrbio. O modelo do distúrbio pode incluir comportamentos que não refletem o modelo do processo, incluindo variáveis de entrada não medida, ruídos e erros de modelagem.

Desta forma, podem-se ter vários modelos para representar a relação entre a saída e a entrada medida, porém este modelo interferirá na performance de controle, já que será a partir deste que será calculada a predição da saída no instante futuro.

5.2 Função objetivo

Os vários algoritmos de MPC propõem diferentes funções de custo para a obtenção da lei de controle. O objetivo principal é que esta função estabeleça uma relação para que a saída futura (y) siga o sinal de referência (w), mesmo que se tenha uma penalização do esforço de controle (Δu).

Geralmente, o funcional utilizado é da forma representada na expressão (5.1).

$$J(N_1, N_2, N_u) = \sum_{j=N_1}^{N_2} \delta(j) [\hat{y}(t+j/t) - w(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \lambda(j) [\Delta u(t+j-1)]^2 \quad (5.1)$$

em que o parâmetro N_1 é o mínimo, N_2 é o máximo do horizonte de predição e N_u é o horizonte de controle. Os horizontes de predição marcam os limites dos instantes em que é desejável que a saída siga a referência. Sendo assim, se N_1 é alto, significa que não importa que os erros sejam grandes nos primeiros instantes. Para os casos em que haja no sistema um tempo morto, denominado por d , não haveria razão para que se tivesse $N_1 < d$, já que a saída não responde até o instante $t+d$, onde t é o instante de tempo. Para processos de fase não-mínima, este parâmetro seguirá o primeiro instante de resposta inversa para ser eliminado da função objetivo.

Normalmente, os coeficientes $\delta(j)$ e $\lambda(j)$ são sequências de constantes ou exponenciais, que levam em consideração o comportamento futuro do erro e do esforço de controle, respectivamente.

Uma das principais vantagens do MPC é a predição da resposta do sistema, que permite evitar efeitos do atraso na resposta do sistema. Desta forma, a trajetória

de referência $w(t+k)$ pode coincidir com a referência real ou pode ser uma função que aproxime suavemente estes valores. Neste caso, podem-se usar os valores atuais da saída e o conhecimento do sinal de referência.

Na prática, todos os processos possuem restrições, sejam elas por razões construtivas, como no caso de atuadores, válvulas on-off, ou também, por razões ambientais e de segurança, havendo nesses casos limites de valores de nível de tanque, de temperaturas, pressões, etc. Tudo isso faz com que devam ser feitas considerações no cálculo do funcional a ser minimizado. Normalmente são considerados os seguintes limites, conforme as expressões (5.2).

$$\begin{aligned} u_{\min} &\leq u(t) \leq u_{\max}, \forall t \\ du_{\min} &\leq u(t) - u(t-1) \leq du_{\max}, \forall t \\ y_{\min} &\leq y(t) \leq y_{\max}, \forall t \end{aligned} \quad (5.2)$$

onde:

$u_{\min}$ = Limite mínimo a ser considerado no valor do sinal de entrada

$u_{\max}$ = Limite máximo a ser considerado no valor do sinal de entrada

$du_{\min}$ = Limite mínimo a ser considerado na variação do sinal de entrada

$du_{\max}$ = Limite máximo a ser considerado na variação do sinal de entrada

$y_{\min}$ = Limite mínimo a ser considerado no valor do sinal de saída

$y_{\max}$ = Limite máximo a ser considerado no valor do sinal de saída

5.3 Lei de controle

Os valores de $u(t+k/t)$ são o resultado da minimização do funcional J (5.1).

Em contrapartida, para a obtenção deste, inicialmente faz-se necessário encontrar os valores da predição da saída. Esses valores são calculados em função de valores

passados de entrada e saída e do sinal futuro de controle, a partir do modelo adotado para representar o sistema.

Caso o modelo seja linear e não haja restrições, é possível encontrar uma solução analítica; caso contrário, deve-se usar um método iterativo de otimização. Em ambos os casos, tornando o cálculo complexo. Desta forma, em muitos algoritmos não se considera variação do sinal de controle após o intervalo $N_u < N_2$, adotando-se a expressão (5.3).

$$\Delta u(t + j - 1) = 0 \quad , j > N_u \quad (5.3)$$

Outra forma de estruturação da lei de controle é usando funções base, como por exemplo, representando-se o sinal de controle como uma combinação linear de base de funções pré-determinadas, conforme mostrado em (5.4).

$$u(t + k) = \sum_{i=1}^n \mu_i(t) B_i(k) \quad (5.4)$$

em que os B_i e μ_i ($i=1,2,\dots,n$), representam, respectivamente, as funções e os pesos dados a estas, que são escolhidos de acordo com a natureza do processo e da referência. Normalmente, os B_i são do tipo polinomial, podendo ser expressos por (5.5).

$$B_0=1 \quad B_1=k \quad B_2=k^2 \dots \quad (5.5)$$

Capítulo 6

6 PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

As condições de operação utilizadas em todos os experimentos realizados devem ser as mesmas, de forma que se possa fazer a comparação das respostas e comportamento da planta com a atuação dos diferentes controladores.

Desta maneira as concentrações utilizadas nas soluções de ácido e base foram: $[HCl] = 0,00367 \text{ mol/L}$ e $[NaOH] = 0,00112 \text{ mol/L}$.

Levando em consideração os valores desejados a serem mantidos no processo, os pontos de operação adotados do pH é 7 e do nível é 65%.

6.1 Identificação do modelo

Seguindo os passos do processo de identificação do sistema descrito no capítulo 4 e com o auxílio da ferramenta de identificação do Matlab, a partir dos dados de entrada e saída coletados experimentalmente, foi possível modelar o sistema de neutralização de pH.

Desta maneira, foram aplicados sinais do tipo degrau nas entradas do sistema e coletadas as suas respectivas saídas. Para a entrada correspondente ao pH, foram excitados degraus de $\pm 6,25\%$ do fundo da escala em torno do ponto de operação, ou seja, degraus cujo pH varia de 6 a 8. Já para a malha de nível foram aplicados degraus de $\pm 5\%$ da faixa de escala, variando o nível de 60 a 70%.

As amplitudes dos degraus aplicados foram determinadas a partir dos pontos de operação de interesse e limites experimentais. Para o caso do pH, o principal fator está vinculado com a não-linearidade presente na curva e os pontos de operação de interesse industrial. Já em relação ao nível, foram aplicados degraus de pequenas amplitudes em virtude da segurança e das limitações físicas de operação do tanque e dos instrumentos fora dessas faixas.

Em relação ao período de amostragem, segundo Garcia (2009) é melhor usar períodos de amostragem muito pequenos que um valor muito grande. Desta forma, apesar de o atraso da comunicação ser em torno de 1s entre os dados reais e os coletados, o período de amostragem considerado foi de 0,5s, em virtude do ciclo de execução do controlador ter sido de 0,5s. O valor dessa task é o tempo default utilizado neste controlador da ABB, que admite tal capacidade, para leitura, cálculo e varredura do programa.

Para a determinação do modelo, foram consideradas as estruturas do tipo ARX(Auto Regressive with eXternal inputs) e ARMAX (Auto Regressive Moving Average with eXternal inputs), que são estruturas lineares simplificadas e bastante utilizadas em ambientes industriais, conforme mostrado nas expressões (6.1) e (6.2), respectivamente.

Estrutura ARX:

$$A(z^{-1}) \cdot y(t) = B(z^{-1}) \cdot u(t) + e(t) \quad (6.1)$$

onde $A(z^{-1}) = 1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_{na} z^{-na}$ e $B(z^{-1}) = b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_{nb} z^{-nb}$

Estrutura ARMAX:

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) \cdot y(t) &= B(z^{-1})u(t) + C(z^{-1})e(t), \\ E[e^2(t)] &= \sigma^2 \end{aligned} \quad (6.2)$$

onde $A(z^{-1}) = 1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_{na} z^{-na}$, $B(z^{-1}) = b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_{nb} z^{-nb}$ e $C(z^{-1}) = c_1 z^{-1} + c_2 z^{-2} + \dots + c_{nc} z^{-nc}$

Além disso, foram obtidos também sistemas de diferentes ordens, a fim de selecionar o melhor modelo, seguindo os seguintes critérios:

- Estrutura e ordem mais baixas
- Maior valor do fator de ajuste (FIT)

Considerando-se a simplicidade dos modelos e os resultados experimentais, como detalhado a seguir, foram adotados modelos de primeira e segunda ordem, de forma que os valores de na , nb , nc correspondem a valores iguais a um ou dois.

Posteriormente, as funções de transferência obtidas e selecionadas em tempo discreta foram transformadas para tempo contínuo, a partir da ferramenta do Matlab “d2c” (Discrete to Continuous) através do método Zero-Order Hold (ZOH). Este método baseia-se em manter o sinal amostrado constante durante o intervalo de amostragem.

O modelo obtido nesse processo de identificação foi utilizado como modelo preditor do controlador preditivo. Desta forma, como o estudo deste trabalho envolve o desenvolvimento de dois controladores preditivos, foi necessário modelar a planta em malha fechada e em malha aberta.

6.1.1 Malha fechada

Para a implementação do controlador MPC em modo cascata conforme já descrito no capítulo 4, foi necessário fazer a identificação da planta em malha fechada considerando o sistema como o conjunto da planta e do controlador PID.

Desta forma, para a obtenção desse modelo foram sintonizados os controladores PID's de pH e de nível, e aplicados sinais do tipo degrau nas entradas das malhas e coletadas as suas respectivas saídas.

Utilizando valores de $K_c=1,5$ e de $T_i=100$, as curvas de resposta do pH obtidas a partir dos modelos identificados são mostradas na Figura 6.1.

Figura 6.1 - Curvas de resposta do pH em malha fechada por validação cruzada

A figura 6.1 mostra que mesmo para diferentes ordens e estruturas, o valor de ajuste é muito semelhante entre os modelos encontrados. Assim, adotou-se o modelo mais simples, cuja função de transferência é do tipo ARX e de primeira ordem, como mostrado em (6.3)

$$GpH_{-MF} = \frac{0.0055}{s + 0.0055} \quad (6.3)$$

Utilizando-se a sintonia do nível com $K_c= 11,65$ e $T_i=271,52$, as curvas dos modelos de nível identificados em malha fechada são mostradas na figura 6.2.

Figura 6.2 - Curvas de resposta do nível em malha fechada por validação cruzada

Nota-se, a partir da figura 6.2, que mesmo considerando diferentes ordens (ordem 1 e 2) e diferentes estruturas (ARX e ARMAX), os fatores de ajuste do FIT, gerados pelos modelos, também possuem valores muito próximos. Desta forma, de maneira análoga, optou-se pela escolha da estrutura mais simples que correspondeu ao modelo ARX de primeira ordem mostrado em (6.4).

$$G_{l-MF} = \frac{0.0067}{s + 0.0067} \quad (6.4)$$

6.1.2 Malha aberta

Já para a implementação do controle MPC atuando diretamente nos atuadores é necessário levantar o modelo da planta em malha aberta.

Para isso, no caso do nível foi feito o mesmo processo já descrito anteriormente, porém excitando diretamente a entrada do nível e coletando a altura do tanque do reator.

Fazendo o ensaio experimental agora em malha aberta, de forma análoga aos ensaios anteriores, foi possível obter as curvas de resposta do nível a partir dos modelos gerados, conforme mostrado na figura 6.3.

Figura 6.3 – Curvas de resposta dos modelos de nível em malha aberta por validação cruzada

A figura 6.3 mostra que desta vez as estruturas do tipo ARMAX deram resultados melhores que os modelos usando estrutura ARX. Entretanto o aumento da ordem dos modelos não produziu melhorias na resposta e no fator de ajuste. Assim, o modelo escolhido foi o ARMAX de ordem 2, conforme mostrado abaixo:

$$Gl_{-MA} = \frac{0.006807 \cdot s + 0.04254}{s^2 + 3.794 \cdot s + 0.0435} \quad (6.5)$$

Já para o caso do modelo de resposta do pH, em virtude da grande instabilidade, a identificação em malha aberta torna-se muito difícil para o processo de identificação.

Desta maneira, optou-se em levantar esse modelo matematicamente a partir do modelo de malha fechada obtido experimentalmente.

A função de transferência em malha aberta (GpH_{MA}) pode ser escrita a partir da função de transferência em malha fechada (GpH_{MF}) e da função de transferência do controlador (C), conforme mostrado em (4.14).

$$GpH_{-MA} = \frac{GpH_{-MF}}{C - GpH_{-MF} \cdot C} \quad (4.14)$$

Sabendo que a função de transferência do controlador é dada pela expressão (4.13), em virtude de ser um controlador do tipo PI, e conhecendo-se os valores dos seus parâmetros, é possível obter a o modelo em malha aberta.

Desta forma, considerando-se as equações (6.3), (4.13), e (4.14), onde $Kc= 1.5$ e $Ti=100$, a função de transferência em malha aberta para o pH é expressa por:

$$GpH_{-MA} = \frac{-55.1 \cdot s^2 + 0.3464 \cdot s}{1500 \cdot s^4 + 234.15 \cdot s^2 + 0.8457 \cdot s + 4.17e^{-5}} \quad (6.6)$$

6.2 Implementação dos controladores

6.2.1 Controlador PID

Os algoritmos de controle PID foram implementados com o auxílio da ferramenta IIT 800xA. Foram usados controladores do tipo proporcional – integral para as duas malhas: de nível e de pH.

A malha de nível possui como variável controlada o nível do tanque do reator, variando numa escala de 0 a 100%, enquanto que a variável manipulada corresponde à modulação do sinal de abertura da válvula ON/OFF de saída do tanque do mesmo. Mais detalhes dessa malha foram descritos no Capítulo 3.

Para a sintonia desta malha foi utilizado o auto-tune da ABB, gerando os seguintes parâmetros de sintonia: $K_c=11,65$ e $T_i=271,52$. O método de auto-tuning da ABB e os detalhes desta malha foram descritos no Capítulo 3.

Já para a malha de pH, a sintonia utilizada foi baseada no modelo fenomenológico proposto por Garcia e Godoy (2011), partindo dos parâmetros: $K_c=1,34$ e $T_i=620$.

A partir desses valores, foram feitos experimentos onde se encontrou a sintonia mais adequada para as condições reais de operações da planta. A seguir são mostradas essas curvas levantadas experimentalmente para diferentes sintonias.

Na figura 6.4 é mostrada a curva de resposta da planta real utilizando a sintonia proposta por Garcia e Godoy (2011).

Figura 6.4: Curva de resposta do pH com: $K_c=1,34$ e $T_i=620$.

Nota-se que a curva levantada experimentalmente nas condições de ensaio já mencionadas anteriormente, apresenta uma comportamento muito lento. Dessa forma, no intuito de acelerar a dinâmica, aumentou-se o parâmetro K_c em 50% do seu valor e reduziu-se à décima parte o valor original de T_i , resultando nos parâmetros: $K_c=2$ e $T_i=62$.

Figura 6.5 – Curva de resposta do pH com: $K_c=2$ e $T_i=62$.

Nesse caso, entretanto, como mostrado na figura 6.5, tem-se uma resposta muito oscilatória.

Fazendo agora um novo ensaio, como mostrado na figura 6.6, reduzindo-se o ganho para $K_c=1,5$ e aumentando-se o tempo integral para $T_i=100$, observa-se uma variação menor nos valores de pH em torno da referência .

Figura 6.6 - Curva de resposta do pH com: $K_c=1,5$ e $T_i=100$.

Desta forma, para este trabalho foi utilizada esta sintonia, que se mostrou estável, com pequeno tempo de resposta, erro estacionário nulo e com uma pequena oscilação em torno da referência no valor de 0,15 (amplitude de oscilação).

As figuras 6.7, 6.8 e 6.9 mostram o comportamento do sistema quando aplicados sinais do tipo degrau de subida e de descida na referência do pH.

Figura 6.7- Curva de resposta do pH usando o controlador PID.

A figura 6.7 mostra que o controle PID consegue manter o sinal de controle próximo ao valor de referência, porém esse processo é lento.

Figura 6.8 - Esforço de controle do pH provinda do controlador PID.

A figura 6.8 mostra uma pequena variação de controle quando aplicado variações no sinal de set-point, mantendo-se aproximadamente constante no período em que o sinal do erro é pequeno.

Figura 6.9 - Curva do nível durante as variações nos set-points do pH usando controlador PID.

A figura 6.9 mostra que durante variações no sinal do pH, o controle do nível não conseguiu manter o sinal de controle do mesmo constante, apresentando um pequeno valor do erro.

Já as figuras 6.10, 6.11 e 6.12 mostram o comportamento do sistema com o controlador PID do nível, quando aplicada a sintonia anteriormente mencionada. Porém agora são mostradas as respostas do sistema quando submetido a variações no set-point do nível.

Figura 6.10 - Curva de resposta do nível usando o controlador PID.

A figura 6.10 mostra que o controlador PID consegue manter o sinal de controle bem próximo ao sinal de referência quando submetido a diferentes variações do tipo degrau na entrada do set-point.

Figura 6.11- Esforço de controle do nível provinda do controlador PID.

A figura 6.11 mostra que o esforço de controle se mantém aproximadamente constante quando em regime estacionário, apresentando maiores variações frente a mudanças bruscas nos valor de referência do sinal.

Figura 6.12 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando controlador PID.

A figura 6.12 mostra que apesar de variações no nível o controlador foi capaz de manter o sinal de nível constante e próximo ao sinal de referência.

Além disso, a partir da figura 6.13, é possível observar que o comportamento do sistema encontrado absorveu as pequenas perturbações existentes quanto a variação de entrada de ácido no tanque durante o ensaio.

Figura 6.13 – Variação da vazão de ácido durante ensaio do controlador PID.

6.2.2 Controlador MPC+PID

Conforme descrito no Capítulo 5, a implementação do controlador MPC pode ser dividida em três etapas.

- - Modelo preditor
- - Função objetiva
- - Lei de controle

Nesta primeira etapa, como já descrito, é preciso determinar o modelo preditor do sistema, capaz de prever o comportamento do mesmo a fim de que o controlador

possa definir os melhores valores dos sinais de controle. As especificações deste modelo são as mesmas que foram consideradas na sessão anterior.

Como este controlador foi empregado em modo cascata com o controlador PID, a planta a ser considerada corresponde à planta real mais os controladores PID. Desta maneira, o modelo preditor utilizado foi o modelo da planta obtido em malha fechada.

Sabendo que esse modelo é usado como estimador das respostas futuras da planta quando submetida a determinado sinais, foi feita uma aproximação em que o acoplamento entre as funções de transferência do pH e de nível foi adotado como sendo nula, conforme mostrado em (4.11) e repetida a seguir:

$$\mathbf{G}_{Planta_MF} = \begin{bmatrix} G_{pH_MF} & 0 \\ 0 & G_{L_MF} \end{bmatrix} \quad (4.11)$$

em que G_{pH_MF} é dada pela expressão (6.3) e G_{L_MF} é dada por (6.4).

A sintonia do controlador preditivo foi baseada tanto na teoria de controle, explicado por Allgöwer et al. (2004), como em resultados experimentais. O intervalo de amostragem foi mantido pequeno e de mesmo valor do tempo de amostragem, em virtude da existência de atrasos de comunicação. Foi adotado um horizonte de controle duas vezes maior que o tempo morto do sistema e um horizonte de predição 10 vezes maior, conforme mostrado na tabela 6.1.

Tabela 6.1.- Parâmetros de Horizontes de Controle

Horizontes	
Intervalo de Amostragem (unidade de tempo)	0,5
Horizonte de Predição (intervalos)	200
Horizonte de Controle (intervalos)	20

Conforme descrito no Capítulo 5, pela equação (5.1), o funcional adotado possui dois parâmetros de peso, um referente ao erro entre o set-point e a variável mediada (δ) e o outro referente à penalização do esforço de controle (λ).

Conforme descrito na literatura, os pesos mais comumente utilizados são $\delta = 0,1$ e $\lambda = 0,9$. Desta forma, para a sintonia do controlador MPC, foram feitos ensaios variando-se seus respectivos pesos em torno desses valores e observando-se as respostas do sistema.

Adotando-se como critério para a determinação dos pesos os parâmetros temporais mais representativos na análise de controle de um sistema: tempo de resposta, sobressinal e erro estacionário, foram adotadas as sintonias $\delta = 0,1$ e $\lambda = 0,9$ para o funcional do nível e do pH.

Desta forma, utilizando as malhas PI já implementadas no controlador da ABB, e com o auxílio da ferramenta do Matlab (MPCTool), para a implementação do controlador MPC, foi implementado o controlador MPC em cascata com o PID, obtendo as respostas das figuras 6.14, 6.15 e 6.16. Estas figuras mostram o comportamento do sistema quando submetido a variações nos set-points do pH usando esse, com a sintonia mencionada anteriormente.

Figura 6.14- Curva de resposta do pH usando o controlador MPC em cascata com PID.

Nota-se pela Figura 6.14 que o controle PID consegue acompanhar o sinal de referência quando aplicados degraus positivos e negativos, apresentando pequenos valores de sobressinal e um rápido tempo de resposta.

Figura 6.15 - Esforço de controle do pH provindo do controlador MPC em cascata com PID.

Na partir da figura 6.15 é possível observar, de uma maneira geral, que o esforço de controle do pH varia em torno de 10% para manter a variável controlada próxima do valor de referência. Os picos presente no gráfico ocorrem justamente quando se aplica sinais degrau no set-point, que apesar de gerar variações bruscas no sinal, proporciona uma maior rapidez na curva de resposta.

Figura 6.16 – Curva do nível durante as variações nos set-points do pH usando controlador MPC em cascata com PID.

A figura 6.16 demonstra que durante a ação de controle do pH, o nível foi mantido constante e acompanhou seu sinal de referência.

Já as figuras 6.17, 6.18 e 6.19 mostram o comportamento da resposta do nível frente a variações nos valores de referência do nível quando aplicado o controle MPC em modo cascata com os PID's.

Figura 6.17 - Curva de resposta do nível usando o controlador MPC em cascata com PID.

A figura 6.17 mostra que o sinal de controle consegue acompanhar rapidamente e muito similarmente os valores do sinal de referência, de forma a quase não apresentar oscilação e sobressinal.

Figura 6.18- Esforço de controle do nível provindo do controlador MPC em cascata com PID.

A partir da figura 6.18 observa-se uma significativa variação no sinal referente ao esforço de controle do nível. O esforço de controle oscila em termos de 25% da sua faixa, apresentando picos de 100% nos momentos em que foram aplicados degraus no valor do set-point.

Figura 6.19 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando controlador MPC em cascata com PID.

A curva 6.19 mostra que durante todo o ensaio o pH foi mantido constante, apesar da ação de controle da malha de nível, quando submetida à mesmas variações no valor do seu set-point.

A figura 6.20 mostra a variação da vazão de ácido de entrada do tanque de reator durante o ensaio. Nota-se assim que o controle conseguiu manter a rastreabilidade apesar dessas perturbações.

Figura 6.20 – Variação da vazão de ácido durante ensaio do controlador MPC em cascata com PID.

6.2.3 Controlador MPC

Analogamente, foi implementado o controlador MPC também com o auxílio da ferramenta do Matlab MPC tool, considerando as mesmas especificações discutidas na sessão 6.2.1.

Entretanto, para este controlador que age diretamente sobre os atuadores, o modelo preditor considerado corresponde ao modelo da planta obtida em malha aberta.

De forma similar, considerando-se o acoplamento entre o pH e o nível nulos, o modelo preditor para este controlador é dado por:

$$\mathbf{G}_{Planta_MA} = \begin{bmatrix} GpH_MA & 0 \\ 0 & GL_MA \end{bmatrix} \quad (6.7)$$

em que GpH_MA é dada pela expressão (6.6) e GL_MA é dada por (6.5).

Para a sintonia desse controle, considerando os mesmos parâmetros de horizonte conforme a tabela 6.1, foram realizados ensaios similares aos descritos na sessão anterior.

Entretanto, tendo em vista que a variação do esforço de controle está numa escala de 0 a 100% e a base de escala do sinal de referência está numa faixa de 0 a 14, os valores de sintonia foram selecionados de forma a compensar essas diferenças de faixas. Desta forma, para os valores de sintonia do pH, a fim de se ter a mesma proporção entre seus pesos, partiu-se de valores de pesos correspondentes a 1% e 90% do valor do funcional (J), mas considerando o fundo de escala de 0 a 14. Desta forma, os valores efetivos de δ e λ , equivalentes para esse fundo de escala, são 1,44 e 12,6.

Sendo assim, e adotando-se os mesmo critérios já mencionados na seção anterior, a sintonia selecionada para esse controlador de pH foi $\delta=2$ e $\lambda=13$, que partiram justamente de aproximações dos valores dos pesos mencionados no parágrafo anterior. Já para o sinal de nível, a sintonia de controle adotada para esse sistema foi de $\delta=0,1$ e $\lambda=0,9$.

Nas figuras 6.21, 6.22 e 6.23 é mostrado o comportamento do sistema quando utilizado o controle MPC para esta sintonia.

Figura 6.21 – Curva de resposta do pH usando o controlador MPC.

A figura 6.21 mostra o comportamento do sistema frente à aplicação de variações positivas e negativas no valor do pH. Nota-se que a ação de controle é rápida, porém um pouco oscilatória.

Figura 6.22 – Esforço de controle do pH provida do controlador MPC.

A partir da figura 6.22 observam-se a existência de picos no sinal referente ao esforço de controle, justamente quando ocorrem variações nos valores do sinal de referência.

Já quando o set-point é mantido constante, o sinal do esforço de controle para o pH, apresenta uma pequena variação.

Figura 6.23 – Curva do nível durante as variações nos set-points do pH usando controlador MPC.

A figura 6.23 demonstra que durante a ação de controle do pH o nível é mantido constante.

Nas figuras 6.24, 6.25 e 6.26 é mostrado o comportamento do sistema em relação à rastreabilidade e esforço de controle do nível quando utilizado o controlador MPC.

Figura 6.24 – Curva de resposta do nível usando o controlador MPC.

A figura 6.24 mostra a curva de resposta do nível quando submetido a variações nos valores de set-point do mesmo. De forma que a variável de controle consegue acompanhar o sinal de referência.

Figura 6.25 – Esforço de controle do nível provindo do controlador MPC.

A figura 6.25 mostra que o esforço de controle do nível apresenta maiores variações durante as mudanças nos valores do set-point do mesmo. Apresentando pequena oscilação quando mantido constante o sinal de referência.

Figura 6.26 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando controlador MPC.

A figura 6.26 mostra que apesar de variações no sinal de referência do pH a malha do nível consegue manter o sinal controle do nível constante e próximo ao seu valor de referência.

É importante notar, como mostrado na figura 6.27, que a entrada de ácido no tanque de reator durante todo o ensaio não permanece constante, permitindo assim que se faça uma pequena análise sobre o aspecto de controle regulatório.

Figura 6.27 – Variação da vazão de ácido durante ensaio do controlador MPC.

Desta forma, percebe-se que a resposta do sistema manteve uma rastreabilidade em torno do set point, mesmo com variações na vazão de ácido, que foram em torno de 43% a 48% durante todo o experimento.

Capítulo 7

7 RESULTADOS GERAIS

Neste capítulo é mostrado e comparado o comportamento do sistema quando submetido aos três diferentes tipos de controle implementados: controlador PID, controlador MPC em cascata com controladores PID e controlador MPC.

Para analisar e comparar o desempenho desses controladores foram aplicados sinais do tipo degrau nos set-points de cada uma das variáveis controladas: pH e nível; mantendo-se os mesmo pontos de operação e condições iniciais na execução dos testes, mas em sistema regulatório.

Considerando que a faixa de operação a ser considerada é em torno do pH de 6 a 8, foram aplicados degraus positivos e negativos dentro desta faixa. Já para o nível foram aplicados degraus de 5%, positivos e negativos, em torno do set-point de 65%.

A seguir são mostrados os comportamentos do sistema frente a estas excitações e utilizando os três controladores implementados e descritos neste trabalho.

Nas figuras 7.1 e 7.2 são mostradas as respostas do pH e do nível, frente a variações positivas e negativas nos respectivos valores dos set-points.

Figura 7.1 – Curva de resposta do pH usando os diferentes controladores.

Figura 7.2 – Curva de resposta do nível usando os diferentes controladores.

Para melhor análise, nas figuras 7.3 e 7.4 estão os gráficos do comportamento do sistema frente aos diferentes controladores num determinado intervalo de tempo, no momento que foi submetido a uma excitação em degrau positivo nos valores de referência.

Figura 7.3 – Curva de resposta do pH usando os diferentes controladores, quando aplicado um degrau no set-point.

Figura 7.4 – Curva de resposta do nível usando os diferentes controladores, quando aplicado um degrau no set-point.

Na tabela 7.1 estão os dados extraídos das curvas de resposta do pH, obtidas através do uso dos três controladores: PID, MPC associado ao PID e MPC. Observa-se que, de um modo geral, os parâmetros temporais da resposta do controlador preditivo em cascata com o PID foram melhores do que com os parâmetros obtidos a partir dos outros controladores.

Tabela. 7.1: Parâmetros de resposta temporal das curvas de pH usando diferentes controladores

Controlador	pH					
	Sobressinal	Tempo de Pico	Tempo de Subida	Oscilação estacionária	Erro Estacionário	Tempo de acomodação (2%)
PID	0.32	392	197	0,109	0	516
MPCPID	0.12	16.5	39	0.033	0	53
MPC	0.20	58	53	0.072	0	244

O valor do erro estacionário em torno da referência pode ser comparado entre os controladores através do parâmetro mencionado como oscilação estacionário.

Na Tabela 7.2 observa-se que os comportamentos temporais das curvas de resposta do nível foram similares. Entretanto o controlador PID apresentou um sobressinal e um erro estacionário menor do que os controladores preditivos. Já em termos de tempo de subida e tempo de acomodação o controlador MPC apresentou melhores resultados.

Tabela. 7.2: Parâmetros de resposta temporal das curvas de nível usando diferentes controladores

Controlador	Nível					
	Sobressinal	Tempo de Pico	Tempo de Subida	Oscilação estacionaria	Erro Estacionário	Tempo de acomodação (1%)
PID	0.18	301	221	0.17	0.06	366
MPCPID	0.22	326	207	0.32	0.17	396
MPC	0.33	331	203	0.32	0.24	336

Entretanto, a partir das tabelas 7.1 e 7.2 não se pode analisar o esforço de controle demandado dos atuadores para o alcance dessa performance de controle, para isso é necessário analisar a curva das variáveis manipuladas.

Figura 7.5 – Esforço de controle do pH aplicado pelos diferentes controladores.

Figura 7.6 – Esforço de controle do nível aplicado pelos diferentes controladores.

Pelas figuras 7.5 e 7.6, observa-se que o esforço de controle do pH e do nível para o controle PID é muito menor que quando utilizadas as técnicas de controle preditivo. A variação de vazão da bomba de base fica em torno de 30 a 50% durante todo o experimento, mesmo nos momentos de aplicação de variações em degrau nos valores do set-point de pH. De forma análoga, os sinais enviados para a válvula de saída do nível alcançam no máximo 60% do fundo de escala no controle PID.

Já para os controladores MPC e MPC+PID, apesar de em geral apresentarem resposta mais rápida, os valores das variáveis manipuladas atingem positivamente e negativamente os seus respectivos fundos de escala. Além disso, considerando-se um menor espaço de tempo, verifica-se uma oscilação maior quando usado o controlador MPC em cascata com PID do que quando usado o controlador puro do MPC.

As figuras 7.7 e 7.8 demonstram a capacidade de manter uma das variáveis do sistema constante durante a ação de rastreabilidade do controlador para alcançar o novo valor de referência em relação à outra variável de controle.

Figura 7.7 – Curva do nível durante as variações no set-point do pH usando diferentes controladores.

Figura 7.8 – Curva do pH durante as variações nos set-points do nível usando diferentes controladores.

Analisando a figura 7.7, é possível notar que para o controle do pH usando o controlador PID, ocorre um leve desvio do valor de referência do nível em regime estacionário, o que não acontece para os demais controladores.

A Figura 7.8 mostra as variações do pH quando aplicados os degraus no valor de referência do nível. Para esse caso, observa-se que, para todos os controladores empregados, o valor do pH é praticamente mantido constante.

Capítulo 8

8 CONCLUSÃO

Neste trabalho foram aplicadas estratégias clássicas e modernas para controlar uma planta de neutralização de pH.

A técnica clássica do PID e a técnica avançada com o uso do MPC foram implementados e comparados com base em resultados experimentais, obtido com a planta piloto existente no Laboratório de Controle de Processos da Escola Politécnica da USP.

Além disso, foi implementado um controlador MPC em cascata com um controlador PID, envolvendo assim as duas estratégias de controle, a fim de também comparar o desempenho das respostas do sistema.

Os resultados experimentais demonstraram que esses controladores possuem alta capacidade de acompanhar os sinais de referência, apesar das dificuldades associadas ao problema de neutralização do pH, que é um sistema multivariável, não linear e com restrições.

De um modo geral todos os controladores proporcionaram ao sistema um bom comportamento tanto em relação ao pH quanto ao nível. Entretanto, nota-se que para a curva do pH, que é altamente não-linear, os controles que envolvem a técnica do MPC mostraram um desempenho mais eficiente que o controle PID, possuindo, por exemplo, menor sobressinal e menor tempo de subida. Por outro lado, caso se analise o

comportamento das respostas do nível, que já possui um comportamento linear, observa-se que em alguns aspectos o controle PID apresentou melhor resposta que o controle MPC.

Já para o controlador MPC em cascata com o controlador PID e o controlador puro MPC, observou-se um comportamento muito similar entre eles. Todavia o controlador MPC cascata, de maneira geral, apresentou parâmetros temporais de resposta um pouco melhores no que se refere ao esforço de controle sobre os atuadores.

Como desenvolvimento futuro, pode ser interessante fazer um estudo da influência do modelo preditivo no desempenho do controlador MPC, comparando as respostas do sistema quando utilizados diferentes modelos preditores a partir de diferentes formas de modelagem ou considerando o acoplamento entre as variáveis na matriz do modelo da planta.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS¹

ALLGÖWER, Franker; FINDEISEN, Rolf; NAGY Z.K. Nonlinear Model Predictive Control: From Theory to Application, J. Chin. Inst. Chem. Engrs., vol. 35, n. 3: p. 299-315, 2004.

AGUIRRE, L.A. Introdução à Identificação de Sistemas Não-Lineares: Técnicas Lineares e Não-Lineares Aplicadas a Sistemas Reais. Belo Horizonte: Editora da UFMG, 2000.

BARR, Michael. Pulse Width Modulation, Embedded Systems Programming, pp. 103-104, September, 2001.

CAMACHO, E. F.; BORDONS, C. Model Predictive Control. New York: Springer, 1999.

EYKHOFF, P. System identification: parameter and state estimation. London, John Wiley, 1974

GARCIA, Claudio. Modelagem e Simulação. São Paulo: EPUSP, 2008.

GARCIA, Claudio. Identificação de Sistemas. São Paulo: EPUSP, 2009.

GODOY, R. J. Adequação da Planta Piloto de Neutralização de pH. Trabalho de Conclusão de Curso. São Paulo: EPUSP, 2010.

HENSON, M. A; SEBORG, D. E. Adaptive Input-Output linearization of a pH neutralization Process. International Journal of Adaptive control and signal processing, vol. 11, p. 171-200, 1997.

JOHNSON, M.A; MORADIA, M.H. PID Control: New Identification and Design Methods. London: Springer, 2005.

KAVSEK-BIASIZZO,K.; SKRJANC, I.; MATKO, D. Fuzzy Predictive Control of Highly Nonlinear pH process, Computer Chemical Engineering (vol. 21), Elsevier Science Ltd., p. 613-618., 1997

LJUNG, Lennart. Perspectives on System Identification, Annual Reviews in Control, Elsevier Science Ltd., Vol. 34, Issue 1, Pages 1–12, April, 2010.

MICHAEL A. H.; DALE E. SEBORG. Adaptive Input & Output Linearization of a pH Neutralization Process, International Journal of Adaptive Control and Signal Processing, vol. 11, p.171-200, 1997

NORQUAY S.J; PALAZOGLU A, ROMANOLI J. A. Application of Wiener Model Predictive Control (WMPC) to a pH Neutralization Experiment, IEE Transactions on control systems technology, vol. 7, n 4, 1999

PINHO, A.C.S.; CABRAL, D.; RAMOS, T.A. Aplicação de Técnicas de Controle Digital numa Planta Piloto de Neutralização de pH. Trabalho de Conclusão de Curso. São Paulo: EPUSP, 2004

QIN, S. J; BADGWEL, T. A. A survey of industrial model predictive control technology, Control Engineering Practice, n. 11, p. 733–764, 2003

WIOR, Y.; BOONTO, S.; ABBAS, H.; WERNER, H. Modeling and Control of an Experimental pH Neutralization Plant using Neural Networks based Approximate Predictive. Control.VCC – Aalborg University, Germany., 2010.

YOO, A.; LEE, T. C.; YANG, D. R. Experimental simultaneous state and parameter identification of a pH neutralization process based on an extended kalman filter. Korean Journal Chemical Engineering, vol. 21, n. 4, p. 753–760, 2004.

1 De acordo com a International Organization for Standardization (ISO).

APÊNDICE 1 – Lógica de Programação do Controlador

Compiler switches

Switch	Global	SIL 1-2	SIL3
Simultaneous Execution in SFC	Allowed	Error	Error
Loops In ST	Allowed	Error	Error
Nested IF or CASE	Allowed	Allowed	Allowed
Implicit Cast	Allowed	Allowed	Allowed
Instruction List language	Allowed	Error	Error
Ladder Diagram language	Allowed	Error	Error
SFC language	Allowed	Allowed	Error
Loops in Control Modules	Error	Error	Error
Force I/O from code	Allowed	Error	Error
Multiple calls to the same Function Block	Warning	Warning	Error
None or multiple calls to ExecuteControlModules	Warning	Warning	Error

Table 1. Compiler switches

ControleAvancado_AP1 - (Controller_1.Normal)

Properties and Settings:

Non-SIL

Maximum number of forces = 0

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	I/O address	Access Variables	Description
1	AE40	RealIO	retain				Analizador de pH
2	AIC001PAR	PidLoopPar	retain				
3	AITY40	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.7		Analizador de pH
4	AITY40B	RealIO	retain		Controller_1.0.11.2.6		pHmetro Digimed
5	AT40	RealIO	retain				
6	CC51_EN_LK	bool	retain				
7	CC51_LK	BoolIO	retain				
8	CITY40B	RealIO	retain		Controller_1.0.11.2.7		Condutivímetro Digimed
9	CITY51	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.8		Analizador de condutividade
10	cond_EN	bool	retain	0			
11	FCV16_A	BoolIO	retain				
12	FCV31	BoolIO	retain				
13	FCV32	BoolIO	retain				
14	FCV33	BoolIO	retain				
15	FCV35	BoolIO	retain				
16	FCV36	BoolIO	retain				
17	FCV40_Analog	RealIO	retain				
18	FCV40_AUX	RealIO	retain				
19	FCV40_FF	RealIO	retain				
20	FCV40_Limp	real	retain				
21	FIC34_SP_LK	ControlConnection	retain				
22	FIT31	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.4		
23	FIT32	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.5		
24	FT001	RealIO	retain				
25	FT31	RealIO	retain				Vazao Acido TAP
26	FT32	RealIO	retain				Vazao Acido TAS
27	FT34	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.6		Vazao base p/ TR
28	FV31	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.9		Solenóide Acido TAP-TR
29	FV32	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.10		Solenóide Acido TAS-TR
30	FV33	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.11		Valvula Entrada Agua
31	FV33_DI	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.7		Entrada de água em TR
32	FV35	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.12		Válvula de ácido de TAP p/ TAPI
33	FV36	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.13		Válvula de ácido de TAS p/ TASI
34	FV37	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.6		Solenóide seleção de água filtrada/destilada
35	FV37_LK	bool	retain				

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	I/O address	Access Variables	Description
36	FV38	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.5		Solenóide liga água p/ Planta
37	FV40	RealIO	retain		Controller_1.0.11.3.1		Valvula de controle de base p/ TR
38	FV41_BK_FF_LK	RealIO	retain				
39	FV41_OUT_FF_LK	RealIO	retain				
40	FY18A	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.7		Solenóide p/ Destilador
41	FY18B	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.8		Solenóide p/ Destilador
42	FY61	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.14		Agitador pneumático TAP
43	FY62	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.15		Agitador pneumático TAS
44	FY63	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.16		Agitador pneumático TBB
45	FY64	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.1		Agitador pneumático TBV
46	FZ18_LK	bool	retain				
47	FZ41	RealIO	retain		Controller_1.0.11.3.2		Vazao de base de TBB p/ TR
48	Ganho1	real	retain				
49	Ganho2	real	retain				
50	HS20	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.6		Chave Seletora Controlador de Temperatura
51	HS41B	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.8		
52	IN_Sel_Alg	int	retain	1			Seleção de algoritmo do PID (0=PID parametros fixos, 1=PID Gain Schedule)
53	io	IO_Type	retain				
54	ju	real	retain				
55	LCV11	BoolIO	retain				
56	LCV11_Aberto	bool	retain				
57	LCV12	BoolIO	retain				
58	LCV13	BoolIO	retain				
59	LCV14	BoolIO	retain				
60	LCV15	BoolIO	retain				
61	LCV16A	bool	retain				
62	Limpeza_TAP	bool	retain				
63	Limpeza_TAS	bool	retain				
64	Limpeza_TBB	bool	retain				
65	Limpeza_TBV	bool	retain				
66	LIT10	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.1		
67	LIT14	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.2		Transmissor de nível tanque TBV
68	LIT18	RealIO	retain		Controller_1.0.11.2.3		Nível do TD
69	LSH11	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.1		Chave de nível alto do tanque TAP
70	LSH12	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.2		Chave de nível alto do tanque TAS
71	LSH13	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.3		Chave de nível alto do tanque TBB
72	LSH18	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.10		Nível alto em TD
73	LSL13	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.4		Chave de nível baixo do tanque TBB
74	LT10	RealIO	retain				Nível do tanque TR
75	LT10_	RealIO	retain				Valor (em porcentagem) do nível do TR
76	LV11	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.1		Válvula de entrada de água no tanque TAP
77	LV11_LK	bool	retain				
78	LV12	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.2		Válvula de entrada de água no tanque TAS
79	LV12_LK	bool	retain				
80	LV13	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.3		Válvula de entrada de água no tanque TBB
81	LV13_LK	bool	retain				
82	LV14	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.4		Válvula de entrada de água no tanque TBV
83	LV14_LK	bool	retain				
84	LV15	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.5		Válvula dreno TBB
85	LV16A	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.6		Valvula Solenoide Dreno TR
86	LV16A_DI	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.5		Válvulas de esvaziamento TR abertas
87	LV16B	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.7		Valvula Solenoide Dreno TR
88	LV16A_IN	bool	retain				
89	LV16B_IN	bool	retain				
90	malha_sel	dint	retain	0			Seleção da malha de

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	I/O address	Access Variables	Description
							controle de pH (bomba=0 e valvula=1)
91	MMS	bool	retain				
92	MZ81	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.4		Agitador TR
93	MZ81_DI	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.4.9		
94	Para_Limpeza_TAP	bool	retain				
95	Para_Limpeza_TAS	bool	retain				
96	Para_Limpeza_TBB	bool	retain				
97	Para_Limpeza_TBV	bool	retain				
98	PCV61	BoolIO	retain				
99	PCV62	BoolIO	retain				
100	PCV63	BoolIO	retain				
101	PCV64	BoolIO	retain				
102	PCV71	BoolIO	retain				
103	PCV72	BoolIO	retain				
104	pH	PID	retain				Tag de PID de pH
105	pH_am	bool	retain	0			
106	pH_am_val	bool	retain	0			
107	pH_EN	bool	retain	0			Habilita controle de pH pela bomba
108	pH_EN_val	bool	retain	0			Habilita controle de pH pela valvula
109	PID_FF_LK	RealIO	retain				
110	PIT70	RealIO	retain		Controller_1.0.11.2.1		Pressao TBV
111	PT91	RealIO	retain		Controller_1.0.11.2.2		Pressao diafragma FV-40
112	PV71	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.2		Válvula de Pressurização TBV
113	PV72	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.3		Válvula de Despressurização TBV
114	TBV_nivel_db	real	retain	5			Valor de DeadBand para nível do TBV
115	TBV_nivel_EN	bool	retain	1			Habilita controle de nível do TBV
116	TBV_nivel_SP	real	retain	10			Set Point de nível (em porcentagem) para o TBV
117	TC20_EN_LK	bool	retain				
118	TC20_LK	bool	retain				
119	temp_am	bool	retain	0			
120	Temp_c	PID	retain				Tag de PID de temp para resfriamento
121	temp_cv	real	retain	0			
122	temp_deadband2	real	retain	3			Valor de DeadBand para temperatura - vindo do SUP
123	temp_EN	bool	retain	0			Habilita controle de temperatura - vindo do SUP
124	Temp_h	PID	retain				Tag de PID de temp para aquecimento
125	temp_out_c	bool	retain				Status da saída de resfriamento do TQ5 - para SUP
126	temp_out_h	bool	retain				Status da saída de aquecimento do TQ5 - para SUP
127	temp_sp	real	retain	25			Set Point (em S.I.) de temperatura para o TQ5 - vindo do SUP
128	temp_tciclo	real	retain	5			Período de ciclo PWM - vindo do SUP
129	TR_nivel_db	real	retain	5			Valor de DeadBand para nível do TR
130	TR_nivel_EN	bool	retain	1			Habilita controle de nível do TR
131	TR_nivel_SP	real	retain	10			Set Point de nível (em porcentagem) para o TR
132	TT20	RealIO	retain		Controller_1.0.11.1.3		Medidor Temperatura TR
133	TZ21	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.5.8		Resistência de aquecimento TR
134	xLSH_12	BoolIO	retain				Chave de nível alto do tanque TAS
135	xLSH_14	BoolIO	retain				Chave de nível alto do tanque TBB
136	xLV_11	BoolIO	retain				Válvula de entrada de entrada de água no tanque TAP
137	xLV_12	BoolIO	retain				Válvula de entrada de água no tanque TAS

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	I/O address	Access Variables	Description
138	xPIT_70_GTHH_LK	bool	retain				Pressão Muito Alta TBV
139	xPIT_70_GTHHH_LK	bool	retain				Pressão Muito Muito Alta TBV
140	ZCY93	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.9		
141	ZT92	RealIO	retain		Controller_1.0.11.2.8		Posicao haste FV-40
142	SELECAO	bool	retain				
143	FV65	BoolIO	retain		Controller_1.0.11.6.10		Valvula de agitacao pneumatica do tanque TR2
144	MPC_SPPH	RealIO	retain				Set Point vindo do MPC que atuara no set point do PID PH
145	MPC_SPL	RealIO	retain				Set Point vindo do MPC que atuara no set point do PID Nivel
146	SP_PH	real	retain				Set Point de Referência pH
147	SP_Level	real	retain				Set Point de Referência level
148	DesabilitaPID	bool	retain				Habilita controladores PID
149	MPC_OUTPH	RealIO	retain				MPC que atuara na MV do PH
150	MPC_OUTL	RealIO	retain				MPC que atuara na MV do Nivel

Table 2. Application - ControleAvancado_AP1 (Global variables)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
AE40			None
AIC001PAR			None
AITY40			None
AITY40B			None
AT40			None
CC51_EN_LK			None
CC51_LK			None
CITY40B			None
CITY51			None
cond_EN			None
FCV16_A			None
FCV31			None
FCV32			None
FCV33			None
FCV35			None
FCV36			None
FCV40_Analog			None
FCV40_AUX			None
FCV40_FF			None
FCV40_Limp			None
FIC34_SP_LK			None
FIT31			None
FIT32			None
FT001			None
FT31			None
FT32			None
FT34			None
FV31			None
FV32			None
FV33			None
FV33_DI			None
FV35			None
FV36			None
FV37			None
FV37_LK			None
FV38			None
FV40			None
FV41_BK_FF_LK			None
FV41_OUT_FF_LK			None
FY18A			None
FY18B			None
FY61			None
FY62			None
FY63			None
FY64			None
FZ18_LK			None
FZ41			None
Ganho1			None

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
Ganho2			None
HS20			None
HS41B			None
IN_Sel_Alg			None
io			None
ju			None
LCV11			None
LCV11_Aberto			None
LCV12			None
LCV13			None
LCV14			None
LCV15			None
LCV16A			None
Limpeza_TAP			None
Limpeza_TAS			None
Limpeza_TBB			None
Limpeza_TBV			None
LIT10			None
LIT14			None
LIT18			None
LSH11			None
LSH12			None
LSH13			None
LSH18			None
LSL13			None
LT10			None
LT10_			None
LV11			None
LV11_LK			None
LV12			None
LV12_LK			None
LV13			None
LV13_LK			None
LV14			None
LV14_LK			None
LV15			None
LV16A			None
LV16A_DI			None
LV16B			None
LV16A_IN			None
LV16B_IN			None
malha_sel			None
MMS			None
MZ81			None
MZ81_DI			None
Para_Limpeza_TAP			None
Para_Limpeza_TAS			None
Para_Limpeza_TBB			None
Para_Limpeza_TBV			None
PCV61			None
PCV62			None
PCV63			None
PCV64			None
PCV71			None
PCV72			None
pH			None
pH_am			None
pH_am_val			None
pH_EN			None
pH_EN_val			None
PID_FF_LK			None
PIT70			None
PT91			None
PV71			None
PV72			None
TBV_nivel_db			None
TBV_nivel_EN			None
TBV_nivel_SP			None
TC20_EN_LK			None
TC20_LK			None
temp_am			None
Temp_c			None
temp_cv			None
temp_deadband2			None
temp_EN			None
Temp_h			None
temp_out_c			None
temp_out_h			None

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
temp_sp			None
temp_tciclo			None
TR_nivel_db			None
TR_nivel_EN			None
TR_nivel_SP			None
TT20			None
TZ21			None
xLSH_12			None
xLSH_14			None
xLV_11			None
xLV_12			None
xPIT_70_GTHH_LK			None
xPIT_70_GTHHH_LK			None
ZCY93			None
ZT92			None
SELECAO			None
FV65			None
MPC_SPPH			None
MPC_SPL			None
SP_PH			None
SP_Level			None
DesabilitaPID			None
MPC_OUTPH			None
MPC_OUTL			None

Table 3. Application - ControleAvancado_AP1 (User Permission)

Connected Libraries

- BasicLib 1.5-7
- BMICConstAndVar 1.0-0
- ControlAdvancedLib 1.3-5
- ControlBasicLib 1.1-4
- ControlExtendedLib 1.2-3
- ControlObjectLib 1.1-6
- LCPI_FB 1.0-0
- LCPI_Lib 1.0-0
- ProcessObjBasicLib 2.3-7
- ProcessObjExtLib 2.3-8

- SignalLib 1.5-9

Data Types

AIS_Type

Properties and Settings:
Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	LIT10	AISData	retain		Nivel do tanque TR
2	LIT14	AISData	retain		Transmissor de nivel tanque TBV
3	TT20	AISData	retain		Medidor Temperatura TR
4	FIT31	AISData	retain		Vazao Acido TAP
5	FIT32	AISData	retain		Vazao Acido TAS
6	FT34	AISData	retain		Vazao base p/ TR
7	AITY40	AISData	retain		Analizador de pH
8	CITY51	AISData	retain		Analizador de condutividade
9	PIT70	AISData	retain		Pressao TBV
10	PT91	AISData	retain		Pressao diafragma FV-40
11	ZT92	AISData	retain		Posicao haste FV-40

Table 4. Data Type - ControleAvancado_AP1.AIS_Type (Components)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
LIT10			None
LIT14			None
TT20			None
FIT31			None
FIT32			None
FT34			None
AITY40			None
CITY51			None
PIT70			None
PT91			None
ZT92			None

Table 5. Data Type - ControleAvancado_AP1.AIS_Type (User Permission)

AOS_Type

Properties and Settings:
Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	FV40	AOSData	retain		Valvula de controle de base p/ TR
2	FZ41	AOSData	retain		Vazao de base de TBB p/ TR

Table 6. Data Type - ControleAvancado_AP1.AOS_Type (Components)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
FV40			None
FZ41			None

Table 7. Data Type - ControleAvancado_AP1.AOS_Type (User Permission)

DIS_Type

Properties and Settings:
Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	LSH11	DISData	retain		Chave de nível alto do tanque TAP
2	LSH12	DISData	retain		Chave de nível alto do tanque TAS
3	LSH13	DISData	retain		Chave de nível alto do tanque TBB
4	LSL13	DISData	retain		Chave de nível baixo do tanque TBB
5	LV16A_DI	DISData	retain		Válvulas de esvaziamento TR abertas
6	HS20	DISData	retain		Chave Seletora Controlador de Temperatura
7	FV33_DI	DISData	retain		Entrada de água em TR
8	HS41B	DISData	retain		
9	MZ81_DI	DISData	retain		
10	LSH18	DISData	retain		Nível alto em TD

Table 8. Data Type - ControleAvancado_AP1.DIS_Type (Components)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
LSH11			None
LSH12			None
LSH13			None
LSL13			None
LV16A_DI			None
HS20			None
FV33_DI			None
HS41B			None
MZ81_DI			None
LSH18			None

Table 9. Data Type - ControleAvancado_AP1.DIS_Type (User Permission)

DOS_Type

Properties and Settings:

Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	LV11	DOSData	retain		Válvula de entrada de água no tanque TAP
2	LV12	DOSData	retain		Válvula de entrada de água no tanque TAS
3	LV13	DOSData	retain		Válvula de entrada de água no tanque TBB
4	LV14	DOSData	retain		Válvula de entrada de água no tanque TBV
5	LV15	DOSData	retain		Válvula dreno TBB
6	LV16A	DOSData	retain		Valvula Solenoide Dreno TR
7	LV16B	DOSData	retain		Valvula Solenoide Dreno TR
8	TZ21	DOSData	retain		Resistência de aquecimento TR
9	FV31	DOSData	retain		Solenóide Acido TAP-TR
10	FV32	DOSData	retain		Solenóide Acido TAS-TR
11	FV33	DOSData	retain		Valvula Entrada Agua
12	FV35	DOSData	retain		Válvula de ácido de TAP p/ TAPI
13	FV36	DOSData	retain		Válvula de ácido de TAS p/ TASI
14	FY61	DOSData	retain		Agitador pneumático TAP
15	FY62	DOSData	retain		Agitador pneumático TAS
16	FY63	DOSData	retain		Agitador pneumático TBB
17	FY64	DOSData	retain		Agitador pneumático TBV
18	PV71	DOSData	retain		Válvula de Pressurização TBV
19	PV72	DOSData	retain		Válvula de Despressurização TBV
20	MZ81	DOSData	retain		Agitador TR
21	FV38	DOSData	retain		Solenóide liga água p/ Planta
22	FV37	DOSData	retain		Solenóide seleção de água filtrada/destilada
23	FY18A	DOSData	retain		Solenóide p/ Destilador
24	FY18B	DOSData	retain		Solenóide p/ Destilador
25	ZCY93	DOSData	retain		

Table 10. Data Type - ControleAvancado_AP1.DOS_Type (Components)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
LV11			None
LV12			None
LV13			None
LV14			None
LV15			None
LV16A			None

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
LV16B			None
TZ21			None
FV31			None
FV32			None
FV33			None
FV35			None
FV36			None
FY61			None
FY62			None
FY63			None
FY64			None
PV71			None
PV72			None
MZ81			None
FV38			None
FV37			None
FY18A			None
FY18B			None
ZCY93			None

Table 11. Data Type - ControleAvancado_AP1.DOS_Type (User Permission)

IO_Type

Properties and Settings:
Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	AIS	AIS_Type	retain		
2	AOS	AOS_Type	retain		
3	DIS	DIS_Type	retain		
4	DOS	DOS_Type	retain		

Table 12. Data Type - ControleAvancado_AP1.IO_Type (Components)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
AIS			None
AOS			None
DIS			None
DOS			None

Table 13. Data Type - ControleAvancado_AP1.IO_Type (User Permission)

PID

Properties and Settings:
Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	SP	real	retain		Set-point de pH (0 - 14)
2	PV	RealIO	retain		pH medido (0 - 14)
3	CV	RealIO	retain		Sinal de controle (porcentagem de rotação da bomba dosadora de solução básica)
4	IOPar	PidLoopPar	retain		

Table 14. Data Type - ControleAvancado_AP1.PID (Components)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
SP			None
PV			None
CV			None
IOPar			None

Table 15. Data Type - ControleAvancado_AP1.PID (User Permission)

PID_Type

Properties and Settings:
Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	PID1	PIDCtrlData			
2	dummy	bool	retain		

Table 16. Data Type - ControleAvancado_AP1.PID_Type (Components)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
PID1			None
dummy			None

Table 17. Data Type - ControleAvancado_AP1.PID_Type (User Permission)

Function Block Types

Control Module Types

Control Modules

AC_40 (Single control module)

Properties and Settings:
Non-SIL
Alarm Owner

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	xHS_41_BName	string[30]	retain		
2	xHS_41_BDescription	string[40]	retain		
3	pH_offsetDescription	string[40]	retain		
4	HS41B_PAR	SignalLib.SignalInBoolPar	retain		
5	pH_offset_par	SignalLib.SignalRealPar	retain		
6	ATTY40_Value	RealIO	retain		
7	internal_link16	real	retain		
8	AC42_TDDescription	string[40]	retain		
9	internal_link39	BasicLib.ControlConnection	retain		
10	AC42_SPDescription	string[40]	retain		
11	AC42_BETAName	string[30]	retain		
12	AC42_BETADescription	string[40]	retain		
13	AC42_TL_PAR	SignalLib.SignalRealPar	retain		
14	AC42_KP_PAR	SignalLib.SignalRealPar	retain		
15	AC42_SPName	string[30]	retain		
16	AC42_SIGMA_PAR	SignalLib.SignalRealPar	retain		
17	SelectOut	dint	retain		
18	AI40_In	RealIO	retain		
19	AC42_TDName	string[30]	retain		
20	AC42_TIDescription	string[40]	retain		
21	AC42_KPDescription	string[40]	retain		
22	link4	BasicLib.ControlConnection	retain		
23	link5	BasicLib.ControlConnection	retain		
24	AC42_BETA_PAR	SignalLib.SignalRealPar	retain		
25	SelectIn	dint	retain		
26	internal_link22	real	retain		
27	AC42_SP_PAR	SignalLib.SignalRealPar	retain		
28	CO	RealIO	retain		
29	internal_link23	real	retain		
30	AC42_TIName	string[30]	retain		
31	AC42_KPName	string[30]	retain		
32	AC42_SIGMAName	string[30]	retain		

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
33	internal_link24	real	retain		
34	SP	RealIO	retain		
35	internal_link14	real	retain		
36	internal_link8	BasicLib.ControlConnection	retain		
37	AC42_SIGMADescription	string[40]	retain		
38	AC42_TD_PAR	SignalLib.SignalRealPar	retain		
39	internal_link27	real	retain		
40	HS41_PAR	SignalLib.SignalBoolPar	retain		
41	link40	BasicLib.ControlConnection	retain		
42	HS41Description	string[40]	retain		
43	HS41Name	string[30]	retain		
44	internal_link12	bool	retain		
45	internal_link13	dint	retain		
46	link38	RealIO	retain		
47	pH_offsetName	string	retain		
48	link33	ControlConnection	retain		
49	Kp_PID41	real	retain	2	
50	Ti_PID41	real	retain	62	
51	Td_PID41	real	retain	0	
52	teste	RealIO	retain		
53	Saida_GBN_pH	real	retain		
54	Entrada_SP	RealIO	retain		
55	SaidaPID	RealIO	retain		
56	SPMPC	RealIO	retain		

Table 18. Single control module - ControleAvancado_AP1.AC_40 (Variables)

	Name	Data Type	Attributes	Description
1	HS41B	BoolIO		
2	AITY40	RealIO		Analizador de pH
3	FIC34_SP_LK	ControlConnection		
4	FZ41	RealIO		Vazao de base de TBB p/ TR
5	AITY40B	RealIO		
6	SELECAO	bool		
7	MPC_SPPH	RealIO		Set Point vinda do MPC que atuara no set point do PID pH
8	DesabilitaPID	bool		
9	MPC_OUTPH	RealIO		

Table 19. Single control module - ControleAvancado_AP1.AC_40 (External variables)

	Name	Function Block Type	Task Connection	Description
1	ac42	PID_GS_Erro		
2	GBN_1	GBN		

Table 20. Single control module - ControleAvancado_AP1.AC_40 (Function blocks)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
xHS_41_BName			None
xHS_41_BDescription			None
pH_offsetDescription			None
HS41B_PAR			None
pH_offset_par			None
AITY40_Value			None
internal_link16			None
AC42_TDDescription			None
internal_link39			None
AC42_SPDescription			None
AC42_BETAName			None
AC42_BETADescription			None
AC42_TI_PAR			None
AC42_KP_PAR			None
AC42_SPName			None
AC42_SIGMA_PAR			None
SelectOut			None
AI40_In			None
AC42_TDName			None
AC42_TIDescription			None
AC42_KPDescription			None
link4			None
link5			None

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
AC42_BETA_PAR			None
SelectIn			None
internal_link22			None
AC42_SP_PAR			None
CO			None
internal_link23			None
AC42_TIName			None
AC42_KPName			None
AC42_SIGMAName			None
internal_link24			None
SP			None
internal_link14			None
internal_link8			None
AC42_SIGMADescription			None
AC42_TD_PAR			None
internal_link27			None
HS41_PAR			None
link40			None
HS41Description			None
HS41Name			None
internal_link12			None
internal_link13			None
link38			None
pH_offsetName			None
link33			None
Kp_PID41			None
Ti_PID41			None
Td_PID41			None
teste			None
Saida_GBN_pH			None
Entrada_SP			None
SaidaPID			None
SPMPC			None

Table 21. Single control module - ControleAvancado_AP1.AC_40 (User Permission)

Code2

Figure 1. Code2 - Single control module - ControleAvancado_AP1.AC_40

LC_16 (Single control module)

Properties and Settings:

Non-SIL

Alarm Owner

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	Par_PID16	ControlBasicLib.PidLoopPar	retain		
2	Out_PID16	RealIO	retain		
3	Period	time	coldretain	10s	
4	TMan_LV16AB	real	retain		Perido Manual da LV16A/B
5	Saida_GBN_Level	real	retain		

Table 22. Single control module - ControleAvancado_AP1.LC_16 (Variables)

	Name	Data Type	Attributes	Description
1	LIT10	RealIO		
2	LV16B	BoolIO		
3	LV16A	BoolIO		
4	LV16A_IN	bool		
5	LV16B_IN	bool		
6	MPC_SPL	RealIO		Set Point vinda do MPC que atuara no set point do PID Nivel
7	MPC_OUTL	RealIO		
8	DesabilitaPID	bool		

Table 23. Single control module - ControleAvancado_AP1.LC_16 (External variables)

	Name	Function Block Type	Task Connection	Description
1	PID16	PidLoop		
2	PWM_PID16	PWM_type		
3	GBN_1	GBN		

Table 24. Single control module - ControleAvancado_AP1.LC_16 (Function blocks)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
Par_PID16			None
Out_PID16			None
Period			None
TMan_LV16AB			None
Saida_GBN_Level			None

Table 25. Single control module - ControleAvancado_AP1.LC_16 (User Permission)

Code

Figure 2. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.LC_16

TC_20 (Single control module)

Properties and Settings:

Non-SIL

Alarm Owner

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	Par_PID20	ControlBasicLib.PidLoopPar	retain		
2	Out_PID20	RealIO	retain		
3	Period	time	coldretain	10s	
4	spref	RealIO	retain		
5	Ti_PID20TZ	real	retain	10.0	
6	Ti_PID20FV	real	retain	10.0	
7	Td_PID20TZ	real	retain	1.0	
8	Td_PID20FV	real	retain	1.0	
9	Gain_PID20TZ	real	retain	20.0	
10	Gain_PID20FV	real	retain	50.0	

Table 26. Single control module - ControleAvancado_AP1.TC_20 (Variables)

	Name	Data Type	Attributes	Description
1	TT20	RealIO		
2	FV33	BoolIO		
3	TZ21	BoolIO		

Table 27. Single control module - ControleAvancado_AP1.TC_20 (External variables)

	Name	Function Block Type	Task Connection	Description
1	PID20	PidLoop		
2	PWM_type_1	PWM_type		
3	RS_1	RS		

Table 28. Single control module - ControleAvancado_AP1.TC_20 (Function blocks)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
Par_PID20			None
Out_PID20			None
Period			None
spref			None
Ti_PID20TZ			None
Ti_PID20FV			None
Td_PID20TZ			None
Td_PID20FV			None
Gain_PID20TZ			None
Gain_PID20FV			None

Table 29. Single control module - ControleAvancado_AP1.TC_20 (User Permission)

Code

>1) Par_PID20.SpManValue

Figure 3. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.TC_20

Figure 4. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.TC_20

8.1.1 VLV_ONOFF (Single control module)

Properties and Settings:

Non-SIL

Alarm Owner

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
1	FV31_FB0	BoolIO	retain		
2	FV31_FB1	BoolIO	retain		
3	FV31_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
4	FV31_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
5	FV31_Name	string[30]	retain	'FV31'	
6	FV32_FB0	BoolIO	retain		
7	FV32_FB1	BoolIO	retain		
8	FV32_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
9	FV32_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
10	FV32_Name	string[30]	retain	'FV32'	
11	FV33_FB0	BoolIO	retain		
12	FV33_FB1	BoolIO	retain		
13	FV33_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
14	FV33_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
15	FV33_Name	string[30]	retain	'FV33'	
16	FV35_FB0	BoolIO	retain		
17	FV35_FB1	BoolIO	retain		
18	FV35_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
19	FV35_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
20	FV35_Name	string[30]	retain	'FV35'	
21	FV36_FB0	BoolIO	retain		
22	FV36_FB1	BoolIO	retain		
23	FV36_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
24	FV36_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
25	FV36_Name	string[30]	retain	'FV36'	
26	FV37_FB0	BoolIO	retain		
27	FV37_FB1	BoolIO	retain		
28	FV37_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
29	FV37_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
30	FV37_Name	string[30]	retain	'FV37'	
31	FV38_FB0	BoolIO	retain		
32	FV38_FB1	BoolIO	retain		
33	FV38_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
34	FV38_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
35	FV38_Name	string[30]	retain	'FV38'	
36	FV61_FB0	BoolIO	retain		
37	FV61_FB1	BoolIO	retain		
38	FV61_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
39	FV61_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
40	FV61_Name	string[30]	retain	'FV61'	
41	FV62	BoolIO	retain		
42	FV62_FB0	BoolIO	retain		
43	FV62_FB1	BoolIO	retain		
44	FV62_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
45	FV62_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
46	FV62_Name	string[30]	retain	'FV62'	
47	FV63	BoolIO	retain		
48	FV63_FB0	BoolIO	retain		
49	FV63_FB1	BoolIO	retain		
50	FV63_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
51	FV63_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
52	FV63_Name	string[30]	retain	'FV63'	
53	FV64	BoolIO	retain		
54	FV64_FB0	BoolIO	retain		
55	FV64_FB1	BoolIO	retain		
56	FV64_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
57	FV64_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
58	FV64_Name	string[30]	retain	'FV64'	
59	LV11_FB0	BoolIO	retain		
60	LV11_FB1	BoolIO	retain		
61	LV11_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
62	LV11_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
63	LV11_Name	string[30]	retain	'LV11'	
64	LV12_FB0	BoolIO	retain		
65	LV12_FB1	BoolIO	retain		
66	LV12_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
67	LV12_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
68	LV12_Name	string[30]	retain	'LV12'	

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	Description
69	LV13_FB0	BoolIO	retain		
70	LV13_FB1	BoolIO	retain		
71	LV13_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
72	LV13_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
73	LV13_Name	string[30]	retain	'LV13'	
74	LV14_FB0	BoolIO	retain		
75	LV14_FB1	BoolIO	retain		
76	LV14_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
77	LV14_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
78	LV14_Name	string[30]	retain	'LV14'	
79	LV15_FB0	BoolIO	retain		
80	LV15_FB1	BoolIO	retain		
81	LV15_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
82	LV15_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
83	LV15_Name	string[30]	retain	'LV15'	
84	LV16A_FB0	BoolIO	retain		
85	LV16A_FB1	BoolIO	retain		
86	LV16A_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
87	LV16A_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
88	LV16A_Name	string[30]	retain	'LV16A'	
89	LV16B_FB0	BoolIO	retain		
90	LV16B_FB1	BoolIO	retain		
91	LV16B_GStartin	BasicLib.GroupStartStepConnection	retain		
92	LV16B_IPAR	ProcessObjBasicLib.UniPar	retain		
93	LV16B_Name	string[30]	retain	'LV16B'	

Table 30. Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF (Variables)

	Name	Data Type	Attributes	Description
1	LV11	BoolIO		
2	LV12	BoolIO		
3	LV13	BoolIO		
4	LV14	BoolIO		
5	LV15	BoolIO		
6	LV16A	BoolIO		
7	LV16B	BoolIO		
8	FV31	BoolIO		
9	FV32	BoolIO		
10	FV33	BoolIO		
11	FV35	BoolIO		
12	FV36	BoolIO		
13	FV37	BoolIO		
14	FV38	BoolIO		
15	LV16A_IN	bool		
16	LV16B_IN	bool		
17	FY61	BoolIO		
18	FY62	BoolIO		
19	FY63	BoolIO		
20	FY64	BoolIO		

Table 31. Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF (External variables)

	Name	Function Block Type	Task Connection	Description
1	LV11_ValveUni_1	ValveUni		
2	LV12_ValveUni_1	ValveUni		
3	LV13_ValveUni_1	ValveUni		
4	LV14_ValveUni_1	ValveUni		
5	LV15_ValveUni_1	ValveUni		
6	LV16A_ValveUni_1	ValveUni		
7	LV16B_ValveUni_1	ValveUni		
8	FV31_ValveUni_1	ValveUni		
9	FV32_ValveUni_1	ValveUni		
10	FV33_ValveUni_1	ValveUni		
11	FV35_ValveUni_1	ValveUni		
12	FV36_ValveUni_1	ValveUni		
13	FV37_ValveUni_1	ValveUni		
14	FV38_ValveUni_1	ValveUni		
15	FV61_ValveUni_1	ValveUni		
16	FV62_ValveUni_1	ValveUni		
17	FV63_ValveUni_1	ValveUni		
18	FV64_ValveUni_1	ValveUni		

Table 32. Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF (Function blocks)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
FV31_FB0			None
FV31_FB1			None
FV31_GStartin			None
FV31_IPAR			None
FV31_Name			None
FV32_FB0			None
FV32_FB1			None
FV32_GStartin			None
FV32_IPAR			None
FV32_Name			None
FV33_FB0			None
FV33_FB1			None
FV33_GStartin			None
FV33_IPAR			None
FV33_Name			None
FV35_FB0			None
FV35_FB1			None
FV35_GStartin			None
FV35_IPAR			None
FV35_Name			None
FV36_FB0			None
FV36_FB1			None
FV36_GStartin			None
FV36_IPAR			None
FV36_Name			None
FV37_FB0			None
FV37_FB1			None
FV37_GStartin			None
FV37_IPAR			None
FV37_Name			None
FV38_FB0			None
FV38_FB1			None
FV38_GStartin			None
FV38_IPAR			None
FV38_Name			None
FV61_FB0			None
FV61_FB1			None
FV61_GStartin			None
FV61_IPAR			None
FV61_Name			None
FV62			None
FV62_FB0			None
FV62_FB1			None
FV62_GStartin			None
FV62_IPAR			None
FV62_Name			None
FV63			None
FV63_FB0			None
FV63_FB1			None
FV63_GStartin			None
FV63_IPAR			None
FV63_Name			None
FV64			None
FV64_FB0			None
FV64_FB1			None
FV64_GStartin			None
FV64_IPAR			None
FV64_Name			None
LV11_FB0			None
LV11_FB1			None
LV11_GStartin			None
LV11_IPAR			None
LV11_Name			None
LV12_FB0			None
LV12_FB1			None
LV12_GStartin			None
LV12_IPAR			None
LV12_Name			None
LV13_FB0			None
LV13_FB1			None
LV13_GStartin			None
LV13_IPAR			None
LV13_Name			None
LV14_FB0			None

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
LV14_FB1			None
LV14_GStartin			None
LV14_IPAR			None
LV14_Name			None
LV15_FB0			None
LV15_FB1			None
LV15_GStartin			None
LV15_IPAR			None
LV15_Name			None
LV16A_FB0			None
LV16A_FB1			None
LV16A_GStartin			None
LV16A_IPAR			None
LV16A_Name			None
LV16B_FB0			None
LV16B_FB1			None
LV16B_GStartin			None
LV16B_IPAR			None
LV16B_Name			None
LV11			None
LV12			None
LV13			None
LV14			None
LV15			None
LV16A			None
LV16B			None
FV31			None
FV32			None
FV33			None
FV35			None
FV36			None
FV37			None
FV38			None
LV16A_IN			None
LV16B_IN			None
FY61			None
FY62			None
FY63			None
FY64			None

Table 33. Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF (User Permission)

Code

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 5. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 6. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 7. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 8. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 9. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 10. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 11. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 12. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Comando de Abertura e Fechamento das Valvulas

Figure 13. Code - Single control module - ControleAvancado_AP1.VLV_ONOFF

Programs

Program1 - (Controller_1.Fast)

Properties and Settings:
Non-SIL

Program2 - (Controller_1.Normal)

Properties and Settings:
Non-SIL

Program3 - (Controller_1.Slow)

Properties and Settings:
Non-SIL

	Name	Data Type	Attributes	Initial value	I/O address	Access Variables	Description
1	DownLoadQuotaExc	bool	retain				
2	DurOfPFAtLastOcc	time	retain				
3	DurOfPFSinceRst	time	retain				
4	NoOfPFAtLastOcc	dint	retain				
5	NoOfPFSinceRst	dint	retain				
6	OccOfLastPF	date_and_time	retain				
7	OccOfRst	date_and_time	retain				
8	QuotaExc	bool	retain				
9	ApplicationName	string[20]	retain				
10	ApplicationState	dint	retain				
11	EvaluationMode	bool	retain				
12	TestMode	bool	retain				
13	ITSMode	bool	retain				
14	SimulatedHW	bool	retain				
15	RestartInhEvalMode	bool	retain				
16	AppInfoStatus	dint	retain				

Table 34. Program - ControleAvancado_AP1.Program3 (Variables)

	Name	Function Block Type	Task Connection	Description
1	PowerFailureInfos	PowerFailureInfos		
2	SystemDiagnostics	SystemDiagnostics		
3	SetTime	SetDT		
4	SetTimeZone	SetTimeZoneInfo		
5	ApplicationInfo	ApplicationInfo		

Table 35. Program - ControleAvancado_AP1.Program3 (Function blocks)

Property	Read permission	Write permission	Authentication level
DownLoadQuotaExc			None
DurOfPFAtLastOcc			None
DurOfPFSinceRst			None
NoOfPFAtLastOcc			None
NoOfPFSinceRst			None
OccOfLastPF			None
OccOfRst			None
QuotaExc			None
ApplicationName			None
ApplicationState			None
EvaluationMode			None
TestMode			None
ITSMode			None
SimulatedHW			None
RestartInhEvalMode			None
AppInfoStatus			None

Table 36. Program - ControleAvancado_AP1.Program3 (User Permission)

Diagnostics

(* System support *)

```
PowerFailureInfos( NoOfPFSinceRst => NoOfPFSinceRst,  
    DurOfPFSinceRst => DurOfPFSinceRst,  
    OccOfRst => OccOfRst,  
    NoOfPFAtLastOcc => NoOfPFAtLastOcc,  
    DurOfPFAtLastOcc => DurOfPFAtLastOcc,  
    OccOfLastPF => OccOfLastPF );
```

```
SystemDiagnostics( QuotaExc => QuotaExc,  
    DownLoadQuotaExc => DownLoadQuotaExc);
```

```
SetTime( );
```

```
SetTimeZone( );
```

```
ApplicationInfo( ApplicationName => ApplicationName,  
    ApplicationState => ApplicationState,  
    EvaluationMode => EvaluationMode,  
    TestMode => TestMode,  
    ITSMode => ITSMode,  
    SimulatedHW => SimulatedHW,  
    RestartInhEvalMode => RestartInhEvalMode,  
    Status => AppInfoStatus );
```

(* *)