Manuel Alejandro Pérez Serrano

**Estratégias de controle avançado para uma planta
de tratamento de pH**

São Paulo

2020

Manuel Alejandro Pérez Serrano

Estratégias de controle avançado para uma planta de
tratamento de pH

Versão Corrigida

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

Orientador: Prof. Dr. Claudio Garcia

São Paulo
2020

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.

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

São Paulo, 08 de Julho de 2020

Assinatura do autor:

Assinatura do orientador:

Catálogo-na-publicação

SERRANO, MANUEL ALEJANDRO

Estratégias de controle avançado para uma planta de tratamento de pH /

M. A. SERRANO – versão corr.-- São Paulo, 2020.

175p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

Departamento de Engenharia de Telecomunicações e Controle.

1.CONTROLE DE PROCESSOS 2.PID Gain Schedule 3.MPC Multimodelos
4.Sintonia de controladores

I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de Telecomunicações e Controle II.t.

Dedicatória

A minha esposa e família, com amor, admiração e gratidão por sua compreensão, carinho, presença e incansável apoio ao longo do período de elaboração deste trabalho.

Agradecimentos

Ao Prof. Dr. Claudio García, pela amizade, atenção e apoio durante o processo de orientação e realização deste trabalho.

Ao Dr. Rodrigo Juliani, que nos anos de convivência, muito me ajudou, contribuindo para meu crescimento científico e intelectual.

Aos engenheiros Victor Reyes, Marco Mesquita, Hadrien Philippe e Edwin Estofareno pela amizade incondicional, apoio e aporte no desenvolvimento desta pesquisa.

À Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, pela oportunidade de realização do curso de mestrado.

Ao CNPq, pela concessão da bolsa de mestrado e pelo apoio financeiro para a realização desta pesquisa.

Ao Laboratório de Controle de Processos Industriais, por colocar à disposição o laboratório.

A água potável segura e o saneamento adequado são fundamentais para a redução da pobreza, para o desenvolvimento sustentável e para a prossecução de todos e cada um dos Objetivos de Desenvolvimento do Milênio.

Ban Ki-moon, Secretário-Geral da ONU

RESUMO

Os sistemas de pH foram reconhecidos como um dos problemas mais difíceis na área de controle de processos, pois a resposta do pH à adição de reagentes é altamente não linear. Este trabalho tem como principal objetivo a comparação entre duas técnicas de controle linear aplicadas a um processo não linear de tratamento de pH: o PID *Gain Schedule* (GS) e o MPC Multimodelos gerando SP ótimos para PID GS. É empregada a Planta Piloto de Tratamento de pH instalada no Laboratório de Controle de Processos Industriais da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo e levantada a curva de titulação para determinar as faixas em que o comportamento do mesmo é linear. Para cada faixa de pH é criado um controlador do tipo PID e um modelo caixa preta para o controlador preditivo, assim como um mecanismo adaptativo que decide, partindo das entradas e saídas do sistema, qual modelo é apropriado para o controlador preditivo. Do uso das duas estratégias de controle, resulta em um controle PID bem sintonizado agindo na primeira camada garantindo que o processo nunca se torne instável, viabilizando uma operação segura da planta; já o MPC na segunda camada de controle consegue otimizar o processo. Os resultados obtidos após a implementação dos controladores são satisfatórios. Verificou-se que existem cinco faixas de pH, que para uma melhor operação podem ser tratadas usando cinco controladores diferentes. Para a Planta Piloto de Tratamento de pH do LCPI, na variável nível o melhor método de sintonia encontrado foi o da Curva de Reação de Ziegler e Nichols, para a temperatura foi o método de sintonia ISE e para a variável pH, por ser uma variável instável em malha aberta se aplicou o método do Relé de Åström e Hägglund na obtenção dos parâmetros em conjunto com o método de Ziegler e Nichols de Oscilações Contínuas, resultando este último no método mais eficaz para sintonia em malha fechada. No uso do PID *Gain Schedule* se verificou que quando utilizado sozinho na planta, é melhor usar realimentação para troca dos ganhos pelo valor do Set Point e quando utilizado na primeira camada de controle, recebendo *SP* otimizados, é melhor a realimentação pelo valor da variável de processo. Com os resultados obtidos observou-se que a utilização de duas camadas de controle onde o MPC projetado com os modelos obtidos empregando sinais de excitação do tipo GBN apresentou menores tempos de acomodação.

Palavras Chaves: PID *Gain Schedule*, MPC Multimodelos, Identificação de sistemas, Sintonia de controladores

ABSTRACT

pH systems have been recognized as one of the most difficult problems in the area of process control, since the pH response to the addition of reagents is highly non-linear. This work has as main objective the comparison between two linear control techniques applied to a non-linear process of pH treatment: the PID Gain Schedule (GS) and MPC Multi-models generating optimum SP for PID GS. A pH Treatment Pilot Plant installed in the Industrial Process Control Laboratory of the Polytechnic School of the University of São Paulo is used and the titration curve is drawn up to determine the ranges where the behavior of the same is linear. For each pH range, a PID type controller and a black box model for the predictive controller are created, as well as an adaptive mechanism that decides, based on the inputs and outputs of the system, which model is appropriate for the predictive controller. From the use of the two control strategies, it results that with the PID well tuned, acting on the first layer, it is guaranteed that the process will never become unstable, enabling a safe operation of the plant; the MPC in the second control layer is able to optimize the process. The results obtained after the implementation of the controllers are satisfactory. It was verified that there are five pH ranges that for a better operation can be worked with five different controllers. For the LCPI pH Treatment Pilot Plant, in the level variable the best tuning method found was that of Reaction Curve of Ziegler and Nichols, for the temperature it was the ISE tuning method and for the pH variable, as it is an unstable variable in open loop, the Åström & Hägglund Relay method was applied to obtain the parameters together with the Ziegler and Nichols Continuous Oscillations method, the latter being the most effective method for closed loop tuning. When using the PID Gain Schedule, it was shown that when it is used acting alone in the plant it is better to use feedback to exchange the gains for the value of the Set Point and when it is used in the first control layer, receiving optimized SP, the feedback is better for the process variable value. It turned out to be better utilizing two control layers where the MPC designed with the models obtained using GBN as excitation signals presented shorter accommodation times.

Key words: PID Gain Schedule, MPC Multi-models, System identification, Controller tuning

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 - PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE PH.....	18
FIGURA 2 - P&ID SIMPLIFICADO DA PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE PH.....	19
FIGURA 3 - CHAVES MANUAIS NO PAINEL DO CLP.....	19
FIGURA 4 - CURVA DE TITULAÇÃO DE PH OBTIDA EXPERIMENTALMENTE.	26
FIGURA 5 - DIAGRAMA DE BLOCOS DO CONTROLADOR PID <i>GAIN SCHEDULE</i>	37
FIGURA 6 – CONCEITO BÁSICO DO CONTROLE PREDITIVO.....	38
FIGURA 7 - DIAGRAMA DE BLOCOS DA ESTRUTURA DO CONTROLADOR MPC.....	38
FIGURA 8 - SAÍDA DO NÍVEL EM MALHA FECHADA PARA DIFERENTES <i>SET POINTS</i>	42
FIGURA 9 - EXPERIMENTO DE SINTONIA DO PID DE NÍVEL NO TR COM DEGRAU POSITIVO (A) E NEGATIVO (B) NA VÁLVULA DE CONTROLE.....	43
FIGURA 10 - COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS DOS DEGRAUS POSITIVO (A) E NEGATIVO (B) COM OS MODELOS DE 1ª ORDEM COM TEMPO MORTO.....	44
FIGURA 11 - TESTE DO CONTROLADOR DE NÍVEL NO MODO SERVO.....	46
FIGURA 12 - TESTE DO CONTROLADOR PI DE NÍVEL NO MODO REGULATÓRIO.....	48
FIGURA 13 - SAÍDA DA TEMPERATURA EM MALHA FECHADA PARA DIFERENTES <i>SET POINTS</i>	51
FIGURA 14 - RESULTADOS DO EXPERIMENTO DE SINTONIA DO PID DE TEMPERATURA NO TR APLICANDO DEGRAU POSITIVO NA RESISTÊNCIA DE AQUECIMENTO (A) E DEGRAU NEGATIVO NA VÁLVULA DE RESFRIAMENTO (B).	52
FIGURA 15 - RESPOSTA AO DEGRAU POSITIVO (A) E NEGATIVO (B) DO MODELO DE 1ª ORDEM COM TEMPO MORTO.....	53
FIGURA 16 - TESTE DO CONTROLADOR DE TEMPERATURA NO MODO SERVO.....	54
FIGURA 17 - TESTE DO CONTROLADOR PI DE TEMPERATURA NO MODO REGULATÓRIO.....	56
FIGURA 18 - SAÍDA DO PH EM MALHA FECHADA PARA DIFERENTES <i>SET POINTS</i>	59
FIGURA 19 - RESPOSTA DO PROCESSO AO CONTROLADOR <i>ON/OFF</i> PARA FAIXA DE PH=2,8 (A), PARA FAIXA DE PH=6 (B), PARA FAIXA DE PH=7 (C), PARA FAIXA DE PH=8,3 (D) E PARA FAIXA DE PH=11,4 (E).....	61
FIGURA 20 - TESTE DO CONTROLADOR DE PH NO MODO SERVO PARA FAIXA DE PH=2,8 (A), PARA FAIXA DE PH=6 (B), PARA FAIXA DE PH=7 (C), PARA FAIXA DE PH=8,3 (D) E PARA FAIXA DE PH=11,4 (E).....	64
FIGURA 21 - TESTE DO CONTROLADOR DE PH NO MODO REGULATÓRIO PARA FAIXA DE PH=2,8 (A), PH=6 (B), PH=7 (C), PH=8,3 (D) E PH=11,4 (E).	67
FIGURA 22 - EXPERIMENTO DE PRÉ-IDENTIFICAÇÃO NA REGIÃO COMPREENDIDA EM: (A) 2,25<PH<3,5, (B) 3,5<PH<6,5, (C) 6,5<PH<7,6, (D) 7,6<PH<10,5, (E) 10,5<PH<12,74	

FIGURA 23 - EXPERIMENTO DE IDENTIFICAÇÃO NA REGIÃO COMPREENDIDA EM: (A) 2,25<PH<3,5, (B) 3,5<PH<6,5, (C) 6,5<PH<7,6, (D) 7,6<PH<10,5, (E) 10,5<PH<12,78	
FIGURA 24 - CONTROLE PI <i>GAIN SCHEDULE</i> DE PH COM REFERÊNCIA VARIANDO PELA PV E PELO SP COM OS RESPECTIVOS CONTROLADORES DE NÍVEL E TEMPERATURA.	83
FIGURA 25 - DIAGRAMA DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE.	87
FIGURA 26 - DIAGRAMA EM BLOCOS DO MECANISMO ADAPTATIVO DE SELEÇÃO DO MELHOR MODELO PARA O MPC.	88
FIGURA 27 - CONTROLE PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / MPC MULTIMODELOS COM OS PRÉ-MODELOS DE PH.	91
FIGURA 28 – VARIÁVEL DE PROCESSO PH PARA MPCs MULTI-MODELOS GERADOS COM OS PRÉ- MODELOS.	94
FIGURA 29 - CONTROLE PI <i>GAIN SCHEDULE</i> DE PH / MPC MULTIMODELOS COM OS MODELOS DE PH E COM REFERÊNCIA VARIANDO PELO: PV-SP E USANDO A SINTONIA DOS PRÉ- MODELOS.	98
FIGURA 30 - CONTROLE PI <i>GAIN SCHEDULE</i> /MPC MULTIMODELOS COM OS MODELOS DE PH COM REFERÊNCIA VARIANDO PELO: <i>SP-SP</i> (A), <i>SP-PV</i> (B).	100
FIGURA 31 - VARIÁVEL DE PROCESSO PH PARA MPCs MULTIMODELOS GERADOS COM OS MODELOS COM SINAL GBN.	103
FIGURA 32 - CONTROLE PI <i>GAIN SCHEDULE</i> /MPC COM OS PRÉ-MODELOS DE PH	105
FIGURA 33 - VARIÁVEL DE PROCESSO PH PARA MPCs GERADOS COM OS PRÉ-MODELOS.	108
FIGURA 34 - CONTROLE PI <i>GAIN SCHEDULE</i> /MPC COM OS MODELOS DE PH	111
FIGURA 35 - VARIÁVEL DE PROCESSO PH PARA MPCs GERADOS COM OS MODELOS USANDO O SINAL GBN.	114
FIGURA 36 - CONTROLE PI DE PH COM SINTONIA DA FAIXA DE PH=7 COMPARADO COM O CONTROLE PI DE PH COM A MESMA SINTONIA, RECEBENDO SET POINT ÓTIMO DO MPC GERADO COM O MODELO DE PH=7.	117
FIGURA 37 - SAÍDA DO SISTEMA (VARIÁVEL PH) PARA DIFERENTES ESTRATÉGIAS DE CONTROLE.	121
FIGURA 38 - SAÍDA DO SISTEMA (VARIÁVEL PH) PARA DIFERENTES ESTRATÉGIAS DE CONTROLE E UM NOVO SINAL DE REFERÊNCIA.	126
FIGURA 39 - RESPOSTA TRANSITÓRIA DE UM SISTEMA.	137
FIGURA 40 - DIAGRAMA EM BLOCOS DE UM PROCESSO EM MALHA FECHADA.	138
FIGURA 41 - MÉTODO DO RELÉ EM MALHA FECHADA.	144
FIGURA 42 - SAÍDA DO PROCESSO PELO MÉTODO DO RELÉ EM MALHA FECHADA.	144

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - USO DO PH PARA ELIMINAÇÃO DE SUBSTÂNCIAS DA ÁGUA. -----	5
TABELA 2 - VARIÁVEIS MANIPULADAS DA PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE PH.-----	21
TABELA 3 - VARIÁVEIS DE SAÍDA DA PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE PH. -----	21
TABELA 4 - ESPECIFICAÇÕES DA PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE PH. -----	27
TABELA 5 - VALORES DE ABERTURA DA VÁLVULA LV-16C REFERENTE A NÍVEIS EM ESTADO ESTACIONÁRIO. -----	42
TABELA 6 - GANHOS PARA O CONTROLADOR DE NÍVEL. -----	45
TABELA 7 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR PI/PID DE NÍVEL EM MODO SERVO. -----	47
TABELA 8 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA O CONTROLADOR PI E PID DE NÍVEL EM MODO SERVO. -----	47
TABELA 9 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR PI DE NÍVEL EM MODO REGULATÓRIO. -----	48
TABELA 10 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA O CONTROLADOR PI DE NÍVEL EM MODO REGULATÓRIO. -----	49
TABELA 11 - RESUMO DOS ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA O CONTROLADOR DE NÍVEL. -----	50
TABELA 12 - VALORES DO SINAL PWM REFERENTE A VALORES DE TEMPERATURA EM ESTADO ESTACIONÁRIO. -----	51
TABELA 13 - GANHOS PARA O CONTROLADOR DE TEMPERATURA. -----	53
TABELA 14 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR DE TEMPERATURA EM MODO SERVO. -----	55
TABELA 15 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA O CONTROLADOR DE TEMPERATURA EM MODO SERVO. -----	55
TABELA 16 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR PI DE TEMPERATURA EM MODO REGULATÓRIO. FONTE: AUTOR. -----	56
TABELA 17 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA O CONTROLADOR PI DE TEMPERATURA EM MODO REGULATÓRIO. -----	57
TABELA 18 - CLASSIFICAÇÃO FINAL DOS ÍNDICES DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR DE TEMPERATURA. -----	58
TABELA 19 - VALORES DA ROTAÇÃO DA BOMBA REFERENTE A VALORES DE PH EM ESTADO ESTACIONÁRIO. -----	59
TABELA 20 - CONDIÇÕES DE IMPLEMENTAÇÃO DO MÉTODO DE REALIMENTAÇÃO POR RELÉ DE ÅSTRÖM E HÄGGLUND. -----	60

TABELA 21 - PARÂMETROS OBTIDOS DO MÉTODO DE REALIMENTAÇÃO POR RELÉ DE ÅSTRÖM E HÄGGLUND. -----	62
TABELA 22 - GANHOS PARA OS CONTROLADORES DE PH. -----	62
TABELA 23 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR PI DE PH EM MODO SERVO. -----	65
TABELA 24 - ÍNDICES DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR PI DE PH EM MODO SERVO. -----	65
TABELA 25 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR PI DE PH EM MODO REGULATÓRIO. -----	68
TABELA 26 - ÍNDICES DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR PI DE PH EM MODO REGULATÓRIO. -----	68
TABELA 27 - SINTONIAS DO CONTROLADOR PI DE PH PARA CADA UMA DAS FAIXAS. -----	69
TABELA 28 - MATRIZ DE CORRELAÇÃO. -----	75
TABELA 29 - MODELOS RESULTANTES DA PRÉ-IDENTIFICAÇÃO -----	76
TABELA 30 - MODELOS RESULTANTES DA IDENTIFICAÇÃO. -----	79
TABELA 31 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR PI / PI <i>GAIN SCHEDULE</i> DE PH VARIANDO A REFERÊNCIA PELA PV E PELO SP. -----	85
TABELA 32 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA O CONTROLADOR PI <i>GAIN SCHEDULE</i> DE PH VARIANDO A REFERÊNCIA PELA PV E PELO SP. -----	86
TABELA 33 - RESTRIÇÕES PARA O MPC 3x3 (NÍVEL/TEMPERATURA/PH). -----	89
TABELA 34 - PARÂMETROS DE SINTONIA DO CONTROLADOR MPC. -----	90
TABELA 35 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / MPC MULTIMODELOS COM OS PRÉ-MODELOS DE PH VARIANDO AS REFERÊNCIAS PELAS COMBINAÇÕES DE <i>SP E PV</i> . -----	95
TABELA 36 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / MPC MULTIMODELOS COM OS PRÉ-MODELOS DE PH VARIANDO AS REFERÊNCIAS PELAS COMBINAÇÕES DE <i>SP E PV</i> . -----	96
TABELA 37 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA OS CONTROLADORES PI GS / MPC MM (MODELOS OBTIDOS COM SINAL GBN E SINTONIA AO DEGRAU) DE PH COM REFERÊNCIAS SP / PV. -----	ERRO! INDICADOR NÃO DEFINIDO.
TABELA 38 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA OS CONTROLADORES PI GS / MPC MM (MODELOS OBTIDOS COM SINAL GBN E SINTONIA AO DEGRAU) DE PH COM REFERÊNCIAS SP / PV. -----	99
TABELA 39 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / MPC MULTIMODELOS COM OS MODELOS DE PH VARIANDO AS REFERÊNCIAS PELAS COMBINAÇÕES DE SP E PV. -----	102

TABELA 40 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / <i>MPC</i> MULTIMODELOS COM OS MODELOS DE PH VARIANDO AS REFERÊNCIAS PELAS COMBINAÇÕES DE <i>SP</i> E <i>PV</i> .-----	103
TABELA 41 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / <i>MPC</i> COM CADA PRÉ-MODELO DE PH REPRESENTANDO A DINÂMICA DA PLANTA. -----	109
TABELA 42 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / <i>MPC</i> COM OS PRÉ-MODELOS DE PH.-----	110
TABELA 43 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / <i>MPC</i> COM CADA MODELO DE PH REPRESENTANDO A DINÂMICA DA PLANTA. -----	115
TABELA 44 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA OS CONTROLADORES PI <i>GAIN SCHEDULE</i> / <i>MPC</i> COM OS MODELOS DE PH.-----	116
TABELA 45 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA PARA O CONTROLADOR PI / MPC-PI COM SINTONIA E MODELO DA FAIXA DE PH=7. -----	117
TABELA 46 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA O CONTROLADOR PI / MPC-PI COM SINTONIA E MODELO DA FAIXA DE PH=7.-----	118
TABELA 47 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA E DA REJEIÇÃO DAS PERTURBAÇÕES PARA OS CONTROLADORES DE PH USANDO DIFERENTES ESTRATÉGIAS DE CONTROLE. ----	122
TABELA 48 - ESTRATÉGIAS DE CONTROLE ORDENADAS SEGUNDO O TEMPO DE ACOMODAÇÃO. -----	123
TABELA 49 - ESTRATÉGIAS DE CONTROLES ORDENADAS ATRIBUINDO LUGARES DE MENOR A MAIOR PELO TEMPO DE RETORNO DA VARIÁVEL PH ANTE A INTRODUÇÃO DE PERTURBAÇÕES.-----	123
TABELA 50 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA OS CONTROLADORES DE PH NO USO DE DIFERENTES ESTRATÉGIAS DE CONTROLE. -----	124
TABELA 51 - ESTRATÉGIAS DE CONTROLES ORDENADAS ATRIBUINDO LUGARES DE MENOR A MAIOR PELOS ÍNDICES DE DESEMPENHO REFERENTE À VARIÁVEL PH.-----	125
TABELA 52 - ANÁLISE DA RESPOSTA TRANSITÓRIA E DA REJEIÇÃO DAS PERTURBAÇÕES PARA OS CONTROLADORES DE PH NO USO DE DIFERENTES ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA UM NOVO SINAL DE REFERÊNCIA. -----	127
TABELA 53 - ESTRATÉGIAS DE CONTROLES ORDENADAS ATRIBUINDO LUGARES DE MENOR A MAIOR PELO TEMPO DE ACOMODAÇÃO DA RESPOSTA TEMPORAL PARA UM NOVO SINAL DE REFERÊNCIA. -----	128

TABELA 54 - ESTRATÉGIAS DE CONTROLES ORDENADAS ATRIBUINDO LUGARES DE MENOR A MAIOR PELO TEMPO DE RETORNO DA VARIÁVEL PH ANTE A INTRODUÇÃO DE PERTURBAÇÕES PARA UM NOVO SINAL DE REFERÊNCIA.-----	128
TABELA 55 - ÍNDICES DE DESEMPENHO PARA OS CONTROLADORES DE PH NO USO DE DIFERENTES ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA UM NOVO SINAL DE REFERÊNCIA. -----	129
TABELA 56 - ESTRATÉGIAS DE CONTROLES ORDENADAS ATRIBUINDO LUGARES DE MENOR A MAIOR PELOS ÍNDICES DE DESEMPENHO REFERENTE À VARIÁVEL PH PARA UM NOVO SINAL DE REFERÊNCIA. -----	129
TABELA 57 – COMPARAÇÃO DOS LUGARES OBTIDOS POR CADA ESTRATÉGIA DE CONTROLE PARA CADA SINAL DE REFERÊNCIA. -----	130
TABELA 58 - PARÂMETROS DE SINTONIA DE CONTROLADORES PELO MÉTODO DA CURVA DE REAÇÃO DE ZIEGLER E NICHOLS.-----	140
TABELA 59 - PARÂMETROS DE SINTONIA DOS CONTROLADORES PELO MÉTODO DE COHEN & COON. -----	141
TABELA 60 - PARÂMETROS DE SINTONIA DOS CONTROLADORES PELO MÉTODO DE CHR. -----	141
TABELA 61 - PARÂMETROS DE SINTONIA DOS CONTROLADORES PI PELO MÉTODO DA INTEGRAL DO ERRO. -----	142
TABELA 62 - PARÂMETROS DE SINTONIA DOS CONTROLADORES PID PELO MÉTODO DA INTEGRAL DO ERRO. -----	142
TABELA 63 - PARÂMETROS DE SINTONIA DOS CONTROLADORES PELO MÉTODO DE 3C.-----	142
TABELA 64 - PARÂMETROS DE SINTONIA DOS CONTROLADORES PELO MÉTODO DAS OSCILAÇÕES CONTÍNUAS DE ZIEGLER E NICHOLS.-----	143
TABELA 65 - PARÂMETROS DE SINTONIA DOS CONTROLADORES PELO MÉTODO DAS OSCILAÇÕES CONTÍNUAS COM A VARIANTE DE TYREUS E LUYBEN. -----	143
TABELA 66 - DIMENSÕES DAS MATRIZES DOS PESOS. -----	149

LISTA DE SIGLAS E SÍMBOLOS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
CETESB	Companhia Ambiental do Estado de São Paulo
FLC	<i>Fuzzy Logic Controller</i>
GBN	<i>Generalized Binary Noise</i>
ISO	<i>International Standardization Organization</i>
LCPI	Laboratório de Controle de Processos Industriais
MPC	<i>Model Predictive Controller</i>
MPC MM	<i>Multi Model Predictive Controller</i>
MV	<i>Manipulated Variable</i>
OMS	Organização Mundial da Saúde
P&ID	<i>Pipping and Instrumentation Diagram</i>
pH	Potencial Hidrogeniônico
PI	Proporcional Integral
PID	Proporcional Integral Derivativo
PID GS	Proporcional Integral Derivativo <i>Gain Schedule</i>
PV	<i>Process Variable</i>
PWM	<i>Pulse-Width Modulation</i>
SDCD	Sistema Digital de Controle Distribuído
SP	<i>Set Point</i>
UNICEF	<i>United Nations Children's Fund</i>
USP	Universidade de São Paulo

IDENTIFICAÇÃO DA INSTRUMENTAÇÃO E EQUIPAMENTOS DA PLANTA PILOTO

TAP	Tanque de Ácido Primário
TAS	Tanque de Ácido Secundário
TAPI	Tanque de Ácido Primário Intermediário
TASI	Tanque de Ácido Secundário Intermediário
FIT 31	Medidor e Transmissor da Vazão do TAPI para o TR
FIT 32	Medidor e Transmissor da Vazão do TASI para o TR
TBB	Tanque de Base para Bomba
FZ 41	Bomba Dosadora de Solução Básica
MZ 81	Agitador Mecânico do TR
LV 16C	Válvula de Controle de Nível do TR
LIT 10	Medidor e Transmissor de Nível do TR
TT 20	Medidor e Transmissor de Temperatura do TR
TZ 21	Resistência de Aquecimento
FV 33	Válvula Solenoide de Resfriamento
AITY 40	Transmissor de pH do TR
LZC 10	Controlador de Segurança de Nível do TR
TZC 21	Controlador de Segurança de Temperatura do TR
TR	Tanque Reator
TY 21	Relé de Estado Sólido para a Resistência de Aquecimento

SUMÁRIO

RESUMO	I
ABSTRACT	II
LISTA DE FIGURAS	III
LISTA DE SIGLAS E SÍMBOLOS	IX
IDENTIFICAÇÃO DA INSTRUMENTAÇÃO E EQUIPAMENTOS DA PLANTA.....	X
SUMÁRIO	XI
CAPÍTULO 1	1
INTRODUÇÃO.....	1
1.1 Cenário	Erro! Indicador não definido.
1.2 Revisão bibliográfica.....	5
1.2.1 Teoria de pH.....	5
1.2.2 Controle de pH	6
1.2.3 Estratégias de controle.....	9
1.3 Motivação	10
1.4 Objetivos e Tarefas.....	12
1.5 Premissas	14
1.6 Sumário estruturado	15
CAPÍTULO 2	17
2.1 A Planta Piloto de Tratamento de pH.....	17
2.2 As soluções utilizadas.....	20
2.3 Malhas de Controle.....	21
2.3.1 Malha de controle de nível no Tanque Reator	21
2.3.2 Malha de controle da temperatura no Tanque Reator	22
2.3.3 Malha de controle de pH no Tanque Reator	23
2.4 Especificações dos Controladores Regulatórios.....	24

2.4.1	Especificação dos controladores de nível e de temperatura.....	24
2.4.2	Especificação do controlador de pH e a curva de titulação	25
2.5	Especificações da Planta.....	26
CAPÍTULO 3		28
3.1	Conceitos básicos sobre malhas de controle por realimentação	28
3.2	Crítérios de avaliação do comportamento de sistemas de controle em regime transitório	29
3.3	Sintonia dos Controladores PID.....	30
3.4	Avaliação de Malhas de Controle	30
3.5	A identificação de sistemas	31
3.5.1	Escolha das variáveis de entrada e de saída	33
3.5.2	Escolha do Período de Amostragem	33
3.5.3	Escolha dos Sinais de entrada.....	34
3.6	Controle Adaptativo (PI- <i>Gain Schedule</i>)	35
3.7	Controle avançado (MPC)	37
CAPÍTULO 4		41
4.1	Cálculo da sintonia da malha de nível	42
4.2	Avaliação da malha de nível	45
4.3	Cálculo da sintonia da malha de temperatura.....	50
4.4	Avaliação da malha de temperatura	53
4.5	Cálculo da sintonia da malha de pH	58
4.6	Avaliação da malha de pH	63
CAPÍTULO 5		70
5.1	Pré-identificação com sinal de excitação do tipo degrau	71
5.2	Identificação com sinal de excitação do tipo GBN	76
CAPÍTULO 6		80
6.1	Implementação do controlador PID / PID <i>Gain Schedule</i>	81

6.2	Implementação do controle MPC.....	87
6.2.1	Uso dos Pré-Modelos na implementação do controle MPC Multimodelos (MM).....	91
6.2.2	Uso dos Modelos na implementação do controle MPC Multi-modelos com a sintonia dos Pré Modelos	96
6.2.3	Uso dos Modelos na implementação do controle MPC Multimodelos	99
6.2.4	MPC gerados com os Pré-modelos	104
6.2.5	MPC gerados com os Modelos	110
6.2.6	Uso de um único modelo e um único controlador PI.....	116
CAPÍTULO 7		119
7.1	Análise dos resultados.....	120
7.2	Validação dos resultados.....	125
CAPÍTULO 8		134
8.1	Recomendações para trabalhos futuros	135
APÊNDICE A		137
APÊNDICE B		140
	Método da Curva de Reação de Ziegler & Nichols.....	140
APÊNDICE C		145
APÊNDICE D		147
APÊNDICE E		151
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS		152

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Instalações de saneamento são essenciais para a saúde pública. Desde 1990, o número de pessoas que conseguiu acessar as instalações de saneamento melhoradas aumentou de 54% para 68%. Segundo o site das Nações Unidas, desde o ano 2000, a Assembleia Geral da ONU reconheceu que o acesso à água potável e saneamento seguro é um direito humano e pediu esforços internacionais para ajudar os países a fornecer água potável, limpa e acessível. Apesar dos progressos alcançados, a meta dos Objetivos de Desenvolvimento do Milênio de reduzir pela metade a proporção da população sem acesso a instalações de saneamento, melhorou a vida de quase 1,8 bilhões de pessoas, que ganharam acesso a serviços básicos de água potável. Existem grandes desigualdades na acessibilidade, disponibilidade e qualidade desses serviços. Uma pessoa em cada 10, ou 785 milhões, tem falta de serviços básicos, incluindo 144 milhões que bebem água de superfície que não é tratada. Oito em cada 10 pessoas que vivem em áreas rurais não têm acesso a esses serviços. Em cerca de 25% dos países do planeta, a cobertura de serviços básicos entre os mais ricos é pelo menos duas vezes maior do que entre os mais pobres (NAÇÕES UNIDAS BRASIL, 2015).

Aproximadamente 2,2 bilhões de pessoas no mundo não têm água potável tratada de forma segura, revelaram a Organização Mundial da Saúde (OMS) e o Fundo das Nações Unidas para a Infância (UNICEF - *United Nations Children's Fund*). O contingente equivale a um em cada três habitantes do planeta. Organismos apontam também que 4,2 bilhões de indivíduos não têm acesso a esgoto sanitário seguro (NAÇÕES UNIDAS BRASIL, 2019).

A falta de saneamento é considerada a principal causa de cerca de 280.000 mortes por diarreia a cada ano, mas é amplamente evitável. Melhorar a qualidade da água, saneamento e instalações de higiene poderia prevenir a morte de cerca de 361.000 crianças menores de 5 anos de idade por ano. O saneamento deficiente e a água contaminada também estão ligados à transmissão de doenças como cólera, disenteria, hepatite A e febre tifoide. Isso inclui 263 milhões de pessoas que precisam gastar mais de 30 minutos por viagem para coletar água de fontes distantes de casa e 159 milhões que ainda bebem água não tratada de fontes de água superficiais, como córregos ou lagos (NAÇÕES UNIDAS BRASIL, 2017a).

Segundo o relatório Mundial das Nações Unidas sobre Desenvolvimento dos Recursos Hídricos, realizado em março do 2017 na África do Sul, tendo como motivo o Dia Mundial da Água, 80% dos efluentes do mundo são despejados no meio ambiente sem o devido tratamento (LEITE, 2017).

10% da terra de pelo menos 50 países em desenvolvimento é irrigada com água residual; 10% da população mundial consome alimentos irrigados com águas residuais; 20% dos casos clínicos de encefalite japonesa na Ásia são devidos ao uso de águas residuais na agricultura; 26 milhões de pessoas na China sofrem de fluorose dentária devido a altas concentrações de flúor na água potável; 8 km³ de efluentes no México, em 2017, foram jogados pelas indústrias, dos quais apenas 18% foram tratados através dos sistemas de tratamento. Entre 28 e 35 milhões de pessoas em Bangladesh consomem água potável com altos níveis de arsênico devido a processos químicos como galvanoplastia (NAÇÕES UNIDAS BRASIL, 2017b).

Todo ser humano tem o direito a um saneamento seguro e adequado. Assegurar um saneamento seguro também requer educação e promoção significativas sobre regras de higiene. As águas e os sólidos residuais devem ser eliminados de forma segura e as instalações sanitárias devem ter uma construção sólida. A água necessária para o uso doméstico deve ser segura, ou seja, sem microrganismos, substâncias químicas ou contaminantes radiológicas, que constituam uma ameaça para a saúde. As formas de medir a segurança da água potável são habitualmente definidas por normas, mas a nível mundial existem parâmetros que são comuns como:

- **Características físicas:** são perceptíveis pelos sentidos (visão, olfato ou paladar) tais como cor, cheiro, sabor, temperatura, pH e turbidez;
- **Características químicas:** presença de compostos químicos de origem natural ou industrial como alumínio, mercúrio, chumbo, ferro, flúor, cobre, cloro, sulfatos, nitritos e nitratos;
- **Características biológicas:** têm em sua constituição uma grande variedade de elementos biológicos, desde microrganismos até peixes. A origem dos microrganismos pode ser natural, proveniente da contaminação por descargas industriais ou arrastando os existentes no solo por ação das chuvas, como por exemplo algas, bactérias, fungos, mofos ou leveduras.

Os solventes e hidrocarbonetos produzidos por atividades industriais e de mineração, bem como a descarga de nutrientes (nitrogênio, fósforo e potássio) da

agricultura intensiva aceleram a eutrofização da água potável e dos ecossistemas costeiros e marinhos. Estima-se que 245 mil km² de ecossistemas marinhos, aproximadamente o tamanho do Reino Unido, são atualmente afetados por esse fenômeno. O despejo de águas residuais não tratadas também estimula a proliferação de algas tóxicas e contribui para o declínio da biodiversidade (NAÇÕES UNIDAS BRASIL, 2017b).

A indústria, como geradora de resíduos poluentes, coloca muita importância na medição do pH no tratamento de descartes líquidos, pois há processos que trazem efeitos colaterais que nem sempre são amigáveis ao meio ambiente, comprometendo a existência humana e de outras espécies com as quais compartilha-se o planeta. Ela tem uma responsabilidade ética de participar na recuperação, tratamento e posterior liberação para o ambiente das emissões e descargas de processos, sem causar um impacto negativo no entorno. Assim, tem que se atingir um equilíbrio entre o progresso necessário e a fabricação de produtos que cumpram as leis nacionais e internacionais, sendo eficaz e eficiente em mercados cada vez mais competitivos.

O tratamento desses resíduos pode evitar ou diminuir o potencial poluente dos efluentes e é um fator essencial para um país poder ser chamado de desenvolvido. Esses requisitos são legalizados e regulamentados sob normas de emissões. Segundo a Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB), no Estado de São Paulo, os descartes que são enviados para o sistema de esgoto devem possuir pH entre 6,0 e 10,0 e nenhuma fonte poluidora (uma indústria, por exemplo) pode eliminar poluentes nos meios aquíferos e seus efluentes, devendo sempre ser eliminados por meio do sistema público de esgoto, se esse se encontrar disponível para aquela fonte poluidora (GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO, 1976).

A diretora do Departamento de Saúde Pública, Ambiental e Determinantes Sociais da Saúde da OMS, Maria Neira, em (ONU NEWS, 2019) disse que *"os países devem dobrar os esforços em saneamento ou o acesso universal à água não será alcançado até 2030."* Neira afirma que *"investir em água, saneamento e higiene é eficiente e bom para a sociedade de muitas maneiras"*. Ela acredita que isso *"é uma base essencial para uma boa saúde"*.

Existem países onde o uso de águas residuais tratadas para o abastecimento de água potável é uma realidade. Tal é o caso de Windhoek, capital da Namíbia, a qual vem fazendo isso desde 1970, conseguindo tratar até 35% das águas residuais geradas e convertê-la em água potável. Os habitantes de Cingapura e San Diego

(Estados Unidos) também bebem, com segurança, água que foi reciclada. A falta de apoio do público levou ao fracasso de um projeto de reutilização de água para irrigação e piscicultura no Egito na década de 1990. Campanhas de conscientização podem ajudar a conquistar a aceitação do público para esse tipo de prática, remetendo a exemplos bem-sucedidos, como o dos astronautas da Estação Espacial Internacional que têm reutilizado a mesma água reciclada há mais de 16 anos (NAÇÕES UNIDAS BRASIL, 2017b).

Não é só no tratamento e neutralização de águas residuais onde o controle do pH é de vital importância. Existem diferentes áreas em aplicações industriais tais como: regulação da velocidade das reações químicas, tratamento da pureza da água para caldeiras, levedo na cerveja, regulação do pH na fermentação do etanol, sulfitação no caldo de cana, entre outros.

O pH indica o grau de acidez ou alcalinidade das soluções, sendo uma medida da quantidade de íons de hidrogênio (H^+) presente na mesma. Para executar esta escala, é tomada como ponto de referência a água destilada, considerada neutra com $pH=7$, pois é o ponto da escala aonde os íons de hidrogênio (H^+) se igualam aos de hidróxido (OH^-) quando é usada uma reação ácido forte - base forte. Partindo disso, todas as substâncias dissolvidas em água tendo um pH abaixo de 7 são denominadas como ácidos e todas as substâncias dissolvidas em água tendo um pH acima de 7 são denominadas como bases. A equação para obtê-lo é:

$$pH = -\log (H) \quad (1)$$

Dependendo, diretamente da concentração de íons de hidrogênio na solução.

Nos processos industriais de produção de alimentos, de celulose, mineração e de grandes volumes de resíduos líquidos, petroquímicos, entre outros, geralmente podem ser gerados e descarregados grandes volumes de rejeitos diretamente ou não em afluentes aquosos, tais como rios, mares ou chão. Um outro uso do pH na indústria é na eliminação de substâncias contaminantes. Na Tabela 1 se faz uma relação do uso do pH para a eliminação destas substâncias (primeira fila) com a mistura de outras substâncias (primeira coluna) usando diferentes faixas de pH em cada caso.

Tabela 1 - Uso do pH para eliminação de substâncias da água.

Fonte: Autor.

	Cromo					
	Arsénico	Cadmio	Hexavalente	Chumbo	Níquel	Zinco
* **						
Cal	pH=12			9<pH<10		
Alumínio	pH<7					
Ferro	pH<9					
Hidróxido		9<pH<12			pH=9.5	9< pH<9.5
Carbonato de Cadmio		pH=10				
Dióxido de enxofre			2<pH<3			
Bissulfeto de Sódio			2<pH<3			
Sulfato Ferroso			2<pH<3			
Soda Caustica				9<pH<10		

*Eliminação de substâncias da água.

**Uso de substâncias para eliminação de outras substâncias da água.

Por exemplo, para eliminar o conteúdo de arsênico da água, pode ser tratada a mesma com a adição de cal, quando essa for levada até um pH=12 ou com adição de ferro, quando o pH da mesma for menor do que 9 unidades de pH.

1.1 Revisão bibliográfica

Nesta seção é realizada uma revisão bibliográfica, dividida em três partes. Em primeiro lugar, as referências relacionadas à teoria do pH são introduzidas. Em seguida, descrevem-se as diversas estratégias de controle de pH aplicadas em simulações e experimentos reais. Por último, são apresentados os temas de estratégias de controle abrangendo o MPC Multimodelos e o PID *Gain Schedule*.

1.1.1 Teoria de pH

Em EMERSON PROCESS MANAGEMENT (2011), se apresentam conceitos básicos de controle de pH. É mencionado que a titulação é o método mais popular para determinar a acidez total ou alcalinidade de uma solução. Uma curva de titulação ácido/base é um gráfico de pH versus adição de reagentes e ilustra graficamente como o pH muda pela adição de base. Esta curva de titulação é amplamente utilizada em certas estratégias de controle de pH, sendo muito útil para os propósitos desta dissertação.

Em CHANG e COLLEGE (2002), no capítulo "Ácidos e bases" do livro "Química Geral" com a teoria relacionada a ácidos, bases e pH, é realizada uma revisão

detalhada do equilíbrio químico de ácidos e bases, com suas respectivas constantes de ionização, além do estudo de ácidos dipróticos e polipróticos. Essa teoria é importante para entender os aspectos do pH e para realizar a modelagem de invariantes de reação.

1.1.2 Controle de pH

Em JACOBS *et al.*, 1990 se projeta um sistema de controle para uma planta de neutralização de pH industrial. Como os influentes da planta não tinham características variantes no tempo, projetaram um controlador usando uma combinação de controle por realimentação com controle antecipatório (do tipo *feedforward*). O controle antecipatório é projetado a partir de medições da vazão de entrada de ácido no tanque do reator e o sinal de pH é linearizado, antes de ser usado no algoritmo de controle.

Em WRIGHT, SOROUSH e KRAVARIS (1991), são mostrados experimentos em escala de laboratório, nos quais é controlado o pH de uma aproximação do equivalente ácido forte de uma mistura eletrolítica. A estratégia a seguir é implementar um algoritmo de controle preditivo baseado em modelo com estimação *online* e no modelo de ordem mínima de WRIGHT e KRAVARIS (1991). Esse modelo requer a curva de titulação nominal do processo, para então completar a estratégia de controle usando um controlador linear com erro em termos do equivalente de ácido forte. Na primeira instância, o controle de um sistema de HCl, titulado com NaOH, é realizado. Os resultados dos experimentos mostram que o método de controle proposto pode rejeitar perturbações na presença de incertezas no modelo.

Em KWOK e WANG (1993) é desenvolvido um controlador *Fuzzy* específico para a regulação de um processo de neutralização de pH de um ácido forte e de uma base forte. O controle *Fuzzy* é um dos métodos mais eficazes para aplicar com sucesso no controle de plantas que são não lineares e invariantes no tempo. No entanto, nesse artigo, um novo controlador *Fuzzy* melhorado é desenvolvido para realizar o controle de pH, que consiste em um controlador PD *Fuzzy*, um integrador normal e um preditor de Smith. A relevância desse controlador, é que combinando as vantagens desses três elementos, as deficiências dos controladores PID convencionais foram superadas.

Em HENSON e SEBORG (1994), um controlador adaptativo não linear é implementado pela combinação de um controlador de entrada-saída linearizado, um observador de estados não linear de malha aberta e um estimador recursivo de

parâmetros de mínimos quadrados. Posteriormente, versões adaptativas e não adaptativas do controlador foram comparadas com um controlador PI convencional, usando um sistema de neutralização de pH em escala de laboratório (sistema que inclui um fluxo de ácido, fluxo de base e tanque reator).

Em O'SHAUGHNESSY e O'DWYER (1998), foi apresentado o controle de um processo de pH usando um controlador PI do tipo *Gain Scheduling*. A implementação desse controlador é considerada lucrativa e eficiente. A curva de reação obtida pode ser aproximada por cinco zonas lineares, duas das quais apresentam um pequeno ganho, duas um grande ganho e uma zona com o maior ganho de todos. A natureza não linear do processo de neutralização motivou o uso desse tipo de controlador, que apresentou excelentes resultados.

Em RODRÍGUEZ e GONZÁLEZ (2003), foram descritas algumas técnicas para o projeto e testes de um sistema de controle de pH de um modelo que considera a interação de um ácido fraco com uma base forte. A técnica de Invariantes de Reação é usada para obter um modelo não linear. São propostos dois métodos de controle: controle por linearização e controle PI *Fuzzy* adaptativo. O método de Invariantes de Reação é uma das descrições mais completas para sistemas de pH. Além disso, destaca-se a importância da neutralização do pH no tratamento da água e a dificuldade que tem esse controle devido, principalmente, a sua característica altamente não linear e a que a sua relação logarítmica torna o processo muito sensível a pequenas mudanças na vizinhança do ponto de pH neutro. As partes de controle adaptativo de ambos os sistemas exibiram um melhor comportamento dinâmico. O controle *Fuzzy*, entretanto, mostrou-se imune a variações na demanda de carga.

Em AMAYA, CAÑÓN e AVILÉS (2004), é apresentado o controle de pH de uma estação de tratamento de águas residuais (ETA), implementando um controlador PI clássico em um CLP comercial. O modelo do reator e o projeto do controlador é desenvolvido, a fim de mostrar simulações no Matlab®. Além disso, a implementação no CLP é realizada. Como a resposta dinâmica do pH é altamente não linear, decidiu-se linearizar essa variável na equação de equilíbrio iônico, equação que representa a variação iônica entre uma solução ácida e uma solução básica.

Em OBUT e ÖZGEN (2008), é investigado o desempenho de abordagens baseadas em modelos e heurísticas para o controle de processos de neutralização de pH, utilizando controladores preditivo e de lógica difusa. Simulações e experimentos foram realizados para um sistema de neutralização de pH. Comparações dessas

abordagens de controle foram realizadas com algoritmos PI convencionais, para determinar uma proposta adequada para ser usada efetivamente no controle de pH. Um modelo para uso em um controlador preditivo (MPC) é desenvolvido e, em seguida, um *Fuzzy Logic Controller* (FLC). Experimentos de controle de pH foram realizados utilizando os referidos controladores, em um processo que inclui um reator de neutralização. Conclui-se que, apesar de todos os controladores projetados poderem ser usados efetivamente, o controlador FLC foi o melhor.

Em ROCHA e GUTIERREZ (2010), se modela fenomenologicamente o processo de neutralização de pH de uma planta de testes. São implementados dois tipos de controladores: *Fuzzy* e PID sintonizado pelos métodos IAE e Dahlin. Demonstra-se como a ação do controlador *Fuzzy* melhora a dinâmica do sistema devido à experiência do engenheiro de campo, em relação à ação do controlador PID, que mesmo que os parâmetros envolvidos no esquema de sintonia do controlador sejam redefinidos, não é possível eliminar o comportamento oscilatório que ele introduz na dinâmica do processo, mas atinge uma velocidade de resposta rápida e desvio da variável de menor interesse em relação ao ponto de ajuste do que a ação do controlador difuso.

Em GODOY (2011) é desenvolvido um manual de operação que documentou as instalações da Planta Piloto de Neutralização de pH do LCPI, sendo esse trabalho fundamental para o desenvolvimento desta dissertação.

Em FAVARO (2012), é desenvolvido um controle preditivo aplicado na Planta Piloto de Neutralização de pH. Esta dissertação é dividida em quatro etapas principais: implementação das malhas de controle regulatório, identificação dos sistemas, construção do controlador preditivo e aplicações e análises experimentais, onde foram comparados os diferentes resultados da planta quando submetida a um controlador PI, quando é aplicado um controlador preditivo em cascata com controladores PI e quando se utiliza apenas o controlador preditivo com ação direta nos atuadores. Notou-se que para o pH, que é altamente não linear, os controles que envolvem a técnica do MPC mostraram um desempenho mais eficiente que apenas o controle PI.

Em COSTA *et al.*, (2014) apresenta-se a avaliação experimental de um MPC Multimodelos baseado em modelos lineares locais para eliminar a necessidade de uma estratégia de otimização não linear. Os testes foram realizados em uma planta piloto de neutralização de pH experimental cobrindo a faixa de pH entre 6,5 e 9,5. Na troca dos modelos só foi considerado o modelo em si e não diferentes ajustes de pesos para a sintonia do MPC Multimodelos. Os resultados referentes ao problema de controle

mostraram que o controlador baseado em modelos locais era capaz de rastrear o ponto de ajuste sem problemas, apesar das não linearidades do sistema e de uma demanda reduzida do elemento de controle final.

Em BELLO, HAMAM e DJOUANI (2014), é proposta uma estratégia de controle preditivo multimodelos para controle de coagulação em estações de tratamento de água. A estratégia de controle proposta é desenvolvida para trabalhar efetivamente com diferentes regiões operacionais locais da unidade de dosagem de produtos químicos onde a coagulação ocorre (cobrindo a faixa de pH entre 5., e 9,5). A carga superficial e os valores de pH da água tratada quimicamente são controlados ao mesmo tempo para reduzir o desperdício, os custos operacionais e melhorar a qualidade da água distribuída para consumo público, manipulando o fluxo de reagentes químicos. Os resultados da simulação mostram que o controle da coagulação pode ser efetivamente controlado usando a estratégia de controle proposta.

1.1.3 Estratégias de controle

Em VARGAS LARA (2005), projeta-se um controlador preditivo adaptativo, baseado em modelos reduzidos obtidos mediante identificação orientada para controle preditivo. A metodologia proposta envolve duas áreas importantes para o sucesso do experimento de identificação. Na primeira, o projeto de sinais de excitação e na segunda, a modelagem de preditores. O objetivo central da metodologia proposta é o controle da remoção de matéria nitrogenada de uma planta de tratamento de esgotos por lodos ativados com pré-desnitrificação. A metodologia é aplicada para controlar a concentração de amônia mediante o controle do *set point* de oxigênio dissolvido. Os controladores são avaliados em um estudo de simulação, mostrando a eficácia da metodologia proposta para o controle das concentrações de amônia e nitrato.

Em STOJANOVSKI, STANKOVSKI e DIMIROVSKI (2010), apresenta-se um algoritmo multiparamétrico para o controle de fornos industriais com alto consumo, aplicado a um forno industrial a gás de 20 MW na fábrica FZC “11 Oktomvri” em Kumanovo, Macedônia. O algoritmo é baseado na linearização da planta não linear em vários pontos operacionais, os quais são escolhidos após análise detalhada do comportamento da planta e do seu conjunto de entradas. Em seguida, constrói-se um controlador preditivo baseado em modelo para cada modelo linearizado definido do sistema e conectando esses estados em um MPC implantado no Simulink. Esse controlador alterna, automaticamente, o modelo de previsão de acordo com as instruções do usuário e conduz o forno ao ponto de equilíbrio mais rapidamente do que

o MPC comum e, ao mesmo tempo, aumenta o coeficiente de efetividade do forno, reduzindo o consumo.

Em GUODONG *et al.*, (2015), propõe-se um esquema de controle de estabilidade de derrapagem baseado em estratégia de controle multimodelos para uma tração nas quatro rodas de um veículo elétrico, para que atinja rapidamente os requisitos mínimos de segurança em várias circunstâncias de trabalho. Nesse trabalho, o método de controle multimodelos e o modelo de controle preditivo (MPC) são empregados para resolver as não linearidades e incertezas do sistema, mostrando a vantagem da estratégia multimodelos. Um controlador global para o veículo elétrico é obtido combinando os vários controladores preditivos do modelo em um conjunto de controladores, portanto, o controlador pode lidar perfeitamente com as condições de trabalho do veículo elétrico.

Em SAKI *et al.*, (2018), se apresenta uma nova solução para a estabilidade ao alternar entre modelos (no caso de um MPC multimodelos) e o número mínimo de submodelos que podem ser usados, visto que a troca forçada entre os modelos para atualizar o modelo do controlador causa vibrações extremas no sinal de controle e no rastreamento da referência. Propõe-se uma lei adaptável de comutação suave para ajustar os parâmetros do controlador, ao selecionar um novo modelo, com base na teoria de Lyapunov, garantindo a estabilidade do sistema de controle de malha fechada.

1.2 Motivação

Os sistemas de pH são reconhecidos como um dos problemas mais difíceis na área de controle de processos, pois a resposta do pH à adição de reagentes é altamente não linear. A resposta à mesma quantidade de base ou de ácido pode diferir muito de um sistema para outro e de um pH para outro, dependendo da região onde se esteja trabalhando e do tipo de reagente usado. A relação logarítmica apresentada na Equação (1) torna o processo muito sensível a pequenas mudanças na vizinhança do ponto de neutralização. Isto é mostrado por um declive quase vertical no $pH=7$ da curva de titulação do pH da solução (GUSTAFSSON e WALLER, 1983) a qual foi obtida experimentalmente para este trabalho e se encontra na Subseção 2.4.2.

É difícil derivar e identificar um modelo matemático adequado para o processo de pH, porque pequenas quantidades de elementos estranhos com a capacidade de afetar a concentração dos íons hidrogênio na água, conhecidos como soluções *buffer*,

mudam a dinâmica do processo. Os *buffers* são soluções que contêm ácido fraco ou base fraca e têm a capacidade de absorver um ácido forte ou uma base forte com variações muito pequenas no seu valor de pH (CHANG e COLLEGE, 2002, p. 152). O tempo morto do processo é variável, dependendo da variação no volume, do fluxo de entrada e da velocidade de mistura. A característica do *buffer* torna o processo variável; quando o ganho é pequeno (alto conteúdo de solução *buffer*), a resposta do pH pode ser lenta, enquanto que para ganhos altos (baixo ou nenhum conteúdo de solução *buffer*), a resposta de pH pode ser instável (SOTOMAYOR, 1997).

Em busca de um aumento na eficiência e na rentabilidade dos processos e visto que não é só no tratamento e neutralização de águas residuais onde o controle do pH é de vital importância, muitas indústrias têm buscado a melhoria contínua de seus sistemas de controle. Uma dessas melhorias está na implementação de técnicas de controle avançado de processos, tais como controladores preditivos baseados em modelos ou de técnicas de controle adaptativo como o PID de ganhos variáveis, uma vez que possibilitam trabalhar mais próximo às restrições operacionais, trazendo benefícios financeiros (LUPPI e BASUALDO, 2013).

Partindo do exposto anteriormente e usando como base as ideias propostas por COSTA *et al.*, (2014) e BELLO, HAMAM e DJOUANI (2014), procura-se usar técnicas de controle que permitam trabalhar com a não linearidade do pH, de forma que o sistema não linear global seja representado pela combinação de diversos sistemas lineares mais simples e locais, como o PID *Gain Schedule* (PID-GS) e o MPC multi-modelos (MPC-MM) em uma segunda camada de controle quando gerando *set points* ótimos para o PID GS, visando alcançar qualquer valor dentro da escala de pH.

O controle PID *Gain Schedule* refere-se a um sistema em que os parâmetros do controlador variam de acordo com as condições de operação medidas, daí a causa pela qual faz parte do controle adaptativo. A variável que muda ao longo do tempo seguindo os estados do sistema pode ser o *set point*, a variável controlada ou um sinal externo. A técnica GS é uma abordagem para o controle de sistemas não lineares que utiliza uma família de controladores lineares para fornecer um controle adequado em vários pontos de operação do sistema.

O controlador preditivo baseado em modelo ou MPC (*Model Predictive Controller*) é um conjunto de estratégias de controle baseadas no uso de modelos para prever o comportamento do sistema a ser controlado. O seu objetivo é efetivamente resolver problemas de controle em processos industriais caracterizados por um

comportamento dinâmico complicado, multivariado e/ou instável. A estratégia de controle na qual esse tipo de controle é baseada utiliza o modelo matemático do processo a ser controlado para prever o seu comportamento futuro e, com base nisso, pode prever o futuro sinal de controle (CAMACHO e BORDONS, 2004).

1.3 Objetivos e Tarefas

Este trabalho tem como principal objetivo a comparação entre duas técnicas de controle linear aplicadas a um processo não linear de tratamento de pH: o PID *Gain Schedule* e MPC Multimodelos gerando SP ótimos para o PID GS. É usada uma Planta Piloto de Tratamento de pH do Laboratório de Controle de Processos Industriais (LCPI) da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Para cada faixa de pH se cria um controlador do tipo PID e um modelo caixa preta para um controlador preditivo, assim como um mecanismo adaptativo como o proposto em (STOJANOVSKI, STANKOVSKI e DIMIROVSKI, 2010) que decida, partindo das entradas e saídas do sistema, qual ponto de referência resulta em um modelo apropriado para o controlador preditivo.

Para atingir esse objetivo principal, vários objetivos intermediários e específicos precisam ser atingidos:

- Manutenção geral, tanto da instrumentação como dos softwares de supervisão e controle da Planta Piloto de Tratamento de pH do LCPI. O envelhecimento dos componentes, as mudanças de temperatura e o estresse mecânico a que os equipamentos são submetidos, deterioram, gradualmente suas funções. Quando isso acontece, testes e medições começam a perder a confiabilidade e se refletem na qualidade do produto assim como na validação dos modelos obtidos via identificação de sistemas. Esse tipo de situação pode ser evitado por meio do processo de calibração;
- Levantamento da curva de titulação do processo de pH para conhecer as diferentes faixas de operação existentes na planta referente à variável pH;
- Sintonia e avaliação das malhas de controle de nível, temperatura e pH do tanque reator da Planta Piloto do LCPI;
- Determinação dos pré-modelos e modelos para cada uma das faixas de operação das variáveis nível, temperatura e pH usando sinais de pré-teste do tipo degrau e de teste do tipo *GBN* (*Generalized Binary Noise*), respectivamente;

- Projeto, implementação e teste do PID *Gain Schedule* com realimentação da variável de processo (PV) e do *set point* (SP) para a mudança das sintonias;
- Projeto, implementação e testes do controlador MPC Multimodelos em uma segunda camada de controle gerando *set points* ótimos para o PID *Gain Schedule*, com realimentação da PV e do SP para a mudança das sintonias e modelos.
- Comparação entre as duas técnicas de controle com várias modificações para definir qual tipo de controlador é o mais apropriado nos processos não lineares.

Várias tarefas têm que ser executadas para poder atingir os objetivos propostos:

- Para a manutenção geral da Planta Piloto de Tratamento de pH, incluindo a instrumentação e os softwares de supervisão e controle:
 - ✓ Serão calibrados todos os instrumentos da planta e se verificará o correto funcionamento e configuração dos softwares de supervisão, controle e aquisição de dados. Este trabalho de manutenção deverá ser realizado uma vez por ano para garantir o correto funcionamento dos equipamentos em geral.
- Para o levantamento da curva de titulação do processo de pH:
 - ✓ Será realizado um teste online começando com ácido no tanque reator e injetando base até conseguir ver o comportamento do pH na faixa toda deste processo, sujeito às limitações físicas e químicas da planta.
- Para a sintonia e avaliação das malhas de controle:
 - ✓ Serão sintonizados os controladores PID das malhas de nível, temperatura e pH do tanque reator da planta, escolhendo as melhores sintonias com base nos requisitos e índices de desempenho.
- Para a determinação dos pré-modelos e modelos para cada uma das faixas de operação determinadas:
 - ✓ Identificação da planta em parceria com a *startup* CURSOR Identificação e Controle Ltda. Os sinais adquiridos após os experimentos de identificação serão repassados para esta empresa, recebendo em troca os modelos e pré-modelos da planta.
- Para a implementação e o teste do PID *Gain Schedule* com realimentação da variável de processo (PV) e do *set point* (SP):

- ✓ Será utilizado o módulo de controle PID *Gain Schedule* da biblioteca de Controle Avançado presente no sistema 800xA do SDCD ABB existente na planta.
- Para o projeto, implementação e testes do controlador MPC Multimodelos:
 - ✓ Sintonia e implementação dos controladores MPC na segunda camada de controle (gerando *set point* ótimo para o PID *Gain Schedule*) assim como do mecanismo de chaveamento entre os modelos do MPC.
- Para a comparação entre as duas técnicas de controle para definir qual tipo de controlador é o mais apropriado nos processos não lineares:
 - ✓ Serão empregadas diferentes metodologias tais como os requisitos de desempenho da resposta do sistema tanto no estado transitório quanto na rejeição das perturbações no estado estacionário, assim como os índices de desempenho da resposta do sistema ao longo do tempo.

1.4 Premissas

Algumas premissas foram consideradas para realizar esta dissertação:

- Daqui para a frente é mudado o nome de Planta Piloto de Neutralização de pH para Planta Piloto de Tratamento de pH, devido à nova utilidade da planta: alcançar qualquer valor dentro da escala de pH, tanto para a neutralização quanto para a eliminação de substâncias da água.
- A sintonia dos controladores PID é realizada tanto em modo servo quanto em modo regulatório, mas na hora de implementá-las na planta é dado um maior peso ao modo regulatório, como explicado no CAPÍTULO 4.
- Os modelos de pré-teste assim como os de teste usados nesta dissertação foram desenvolvidos pela *startup* CURSOR Identificação e Controle em parceria com o LCPI.
- A análise do MPC e MPC Multimodelos é realizada em modo regulatório, introduzindo uma perturbação em cada faixa e no modo servo, variando o *set point* de uma faixa para outra. Não é analisada a variação de *set point* dentro de uma mesma faixa de pH.

1.5 Sumário estruturado

Este trabalho trata do projeto, implementação e comparação de técnicas de controle adaptativas e avançadas, aplicadas na Planta Piloto de Tratamento de pH do LCPI.

No Capítulo 1 foram apresentados os tópicos introdutórios: objetivos e justificativa, assim como uma revisão bibliográfica relativa ao controle do pH em ambientes similares e as técnicas de controle utilizadas nesta dissertação.

No Capítulo 2 se realiza a descrição e a caracterização da Planta Piloto de Tratamento de pH do LCPI. É descrito o funcionamento da planta, listadas as variáveis de processo assim como as diferentes malhas de controle, as variáveis controladas e manipuladas, levantamento da curva de titulação de pH e obtenção dos pontos de operação que são considerados para o desenvolvimento deste trabalho.

No Capítulo 3 apresenta-se o embasamento teórico dos diversos tópicos de controle e identificação abordados nesta dissertação, começando pela definição das malhas de controle por realimentação e passando por conceitos e teoria muito sucintas sobre Métodos de Sintonia e Avaliação dos PID, Controle Adaptativo, o PID *Gain Schedule*, Identificação de Sistemas e Controle Avançado do tipo MPC Multimodelos.

No Capítulo 4 são implementados os controladores PID, envolvendo tópicos como sintonia, avaliando-se as malhas de controle com os critérios de análise da resposta transitória assim como os índices de desempenho de avaliação do erro, esforço de controle e variabilidade.

No Capítulo 5 é realizada a identificação dos modelos matemáticos em malha fechada da Planta Piloto de Tratamento de pH, os quais foram desenvolvidos em parceria com a empresa Cursor. Tratam-se assuntos como a definição das variáveis de entrada e de saída desses modelos, assim como o uso de sinais de identificação de pré-teste e teste para a obtenção dos mesmos.

No Capítulo 6 se descrevem as técnicas de controle adaptativo e de controle preditivo que são utilizadas neste projeto, apresentando as principais partes que compõem esses algoritmos: o chaveamento dos ganhos e dos modelos, o modelo preditivo, a função objetivo e a lei de controle implementada. Mostram-se os resultados dos experimentos realizados.

No Capítulo 7 são apresentados os resultados experimentais da aplicação das técnicas de controle adaptativo e preditivo. Tais resultados são analisados e

comparados, considerando a atuação dos dois controladores com suas melhores variantes de referência de mudança: controlador PID e controlador MPC gerando *sets points* para os PID.

CAPÍTULO 2

PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE pH

Este capítulo apresenta um resumo sobre a Planta Piloto de Tratamento de pH do Laboratório de Controle de Processos Industriais (LCPI), aonde foi desenvolvida a pesquisa deste trabalho, assim como a especificação dos controladores e da planta de forma geral, definindo itens como: limites de operação, regiões de operação e pontos de operação das principais variáveis do processo: nível, temperatura e pH. Mostra-se também como foi obtida a curva de titulação para a geração das diferentes faixas de trabalho do pH, a qual foi uma parte fundamental no desenvolvimento deste trabalho.

2.1 A Planta Piloto de Tratamento de pH

A Planta Piloto de Tratamento de pH está instalada no LCPI da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo e representa um processo industrial real de controle de pH. As principais variáveis controladas no sistema são pH, nível e temperatura. A foto da Figura 1 exibe a planta na sua configuração atual e a Figura 2 exibe o seu P&ID.

Essa planta é composta por dois tanques de armazenamento de solução ácida, um primário (TAP - Tanque de Ácido Primário) e um secundário (TAS-Tanque de Ácido Secundário), alocados em sua parte superior. O nível em cada um desses tanques é regulado por uma chave de nível alto e suas saídas são reguladas por válvulas solenoides. A mistura da água com a solução ácida é realizada por borbulhamento através de uma mangueira com pequenos furos instalada no fundo dos tanques, pela qual circula ar comprimido. Esses tanques alimentam dois tanques intermediários, os quais têm como função, manter uma vazão constante de ácido para o tanque reator (o TAPI - Tanque de Ácido Primário Intermediário e o TASI - Tanque de Ácido Secundário Intermediário). O controle de nível nos tanques intermediários é realizado com boias mecânicas instaladas em suas entradas. A saída é regulada por meio de duas válvulas manuais e há medidores magnéticos de vazão (FIT-31 e FIT-32) para monitorar as vazões de ácido entregues ao TR.

Para neutralizar o pH da solução ácida, é usada uma solução básica, preparada em outro tanque, denominado Tanque de Base por Bomba (TBB), o qual possui uma bomba dosadora, a (FZ-41), suprimindo base para o Tanque Reator (TR).

Figura 1 - Planta Piloto de Tratamento de pH.

Fonte: Autor.

A mistura do ácido e da base é realizada no TR, por meio de um agitador mecânico (MZ-81). O nível é regulado por uma válvula com posicionador eletropneumático (LV-16C), que regula a vazão de saída e é medido através de um transmissor de pressão diferencial (LIT-10). Além do nível, também são medidas outras variáveis como condutividade, temperatura e pH, sendo esta última a mais importante. A temperatura é medida através de um sensor do tipo Pt100 (TT-20) e regulada através de uma resistência elétrica de 5000 Watts (TZ-21), usada para aquecer o fluido, e de uma válvula de injeção de água à temperatura ambiente (FV-33), para resfriá-lo. O principal sensor do processo é o pHmetro (AITY-40), que mede o pH da solução no tanque reator.

Há malhas auxiliares de controle para encher os tanques de armazenamento, agitação pneumática, vazão de reagentes e alimentação de água da planta.

Figura 2 - P&ID simplificado da Planta Piloto de Tratamento de pH.

Fonte: (GODOY, 2011) e atualizado pelo autor em 2019.

Todas as malhas são controladas por um SDCD (Sistema Digital de Controle Distribuído), modelo 800xA da ABB, que recebe os dados dos medidores, executa as lógicas de controle e gera as saídas para os atuadores. O SDCD é integrado ao sistema supervisório IIT800xA (versão 6.0.3), permitindo uma comunicação de alto desempenho via protocolo *MMS (Manufacturing Message Specification)*, tornando possível a troca de dados entre os mesmos. O enchimento dos tanques de armazenamento de reagentes, o agitador mecânico do tanque reator, as alimentações da bomba assim como a alimentação da resistência podem também ser controlados por relés acionados por chaves manuais, Figura 3, presentes no painel do CLP (GODOY, 2011).

Figura 3 - Chaves manuais no painel do CLP.

Fonte: Autor.

A Planta Piloto de Tratamento de pH dispõe de um sistema de segurança para impedir situações de emergência, tais como o transbordamento dos tanques, segurança da bomba dosadora para não operar em vazio e elevada temperatura no tanque reator. A segurança é realizada por um CLP da Allen Bradley (SLC-500) o qual é prioritário com relação aos controladores. Um conjunto de computadores em rede controla o sistema, possibilitando sua configuração e operação.

2.2 As soluções utilizadas

Para operar a Planta Piloto de Tratamento de pH é preciso preparar soluções com diferentes valores de pH. O ácido usado nos tanques TAP e TAS é o HCL (ácido clorídrico), fornecido na forma líquida com uma massa molar (MM) de 36,46 g/mol, uma concentração de 37% e uma massa específica de 1,19 g/ml. O cálculo para preparar um volume de 180 litros em um dos tanques de ácido com um pH inicial de 2,25 é descrito a seguir.

Cálculo da concentração de íons H^+ presente no tanque:

$$H^+ = 10^{-pH} \quad (2)$$

$$H^+ = 10^{-2.25} = 0,0056 \text{ (mol/L)} \quad (3)$$

Cálculo do número de moles de íons H^+ presentes no tanque:

$$Moles(H^+) = H^+ * Volume_{inicial} \quad (4)$$

Cálculo da massa de íons H^+ :

$$Massa(H^+) = Moles(H^+) * MM \quad (5)$$

Cálculo do volume de solução necessária:

$$Volume = \frac{Massa(H^+)}{Densidade} \quad (6)$$

Cálculo do volume de HCl necessário para adicionar no tanque:

$$Volume(HCl) = \frac{Volume}{\%HCl} \quad (7)$$

$$Volume(HCl) = \frac{31.01(ml)}{0.37} = 83.8186(ml) \quad (8)$$

A base usada é NaOH (hidróxido de sódio), fornecida na forma de flocos, com uma massa molar (MM) de 40 (g/mol) com concentração de 97%. O cálculo para preparar um volume de 135 litros nos tanques de base com um pH inicial de 12,0 é descrito a seguir.

Cálculo da concentração de íons OH^- presente no tanque:

$$OH^+ = 10^{-(14-pH)} \quad (9)$$

$$OH^- = 10^{-2} = 0.01 \text{ (mol/L)} \quad (10)$$

Cálculo do número de moles de íons OH^- presente no tanque:

$$Moles(OH^-) = OH^- * Volume_{inicial} \quad (11)$$

$$Moles(OH^-) = 0,01 * 145 = 1,45 \quad (12)$$

Cálculo da massa de íons OH^- :

$$Massa(OH^-) = Moles(OH^-) * MM \quad (13)$$

$$Massa(OH^-) = 1,45 * 40 = 58 \text{ (g/mol)} \quad (14)$$

Cálculo do volume de HCl necessário para adicionar no tanque:

$$Massa(NaOH) = \frac{Massa(OH^-)}{\%NaOH} \quad (15)$$

$$Massa(NaOH) = \frac{58(g/mol)}{97\%} 59.8(g) \quad (16)$$

2.3 Malhas de Controle

As malhas de controle existentes na planta piloto são: nível, pH, temperatura, vazão, pressão e condutividade. Nesta dissertação são estudadas, com maior profundidade, as malhas de nível, pH e temperatura. As variáveis manipuladas do processo são listadas na Tabela 2 e na Tabela 3 as variáveis de saída do processo.

Tabela 2 - Variáveis manipuladas da Planta Piloto de Tratamento de pH.

Fonte: Autor.

Variáveis de entrada	Tag
Válvula de Saída do Tanque Reator	(LV-16C)
Válvula de Entrada de Ácido Principal no Tanque Reator	(FV-31)
Válvula de Entrada de Ácido Secundário no Tanque Reator	(FV-32)
Válvula de Entrada de Água no Tanque Reator	(FV-33)
Bomba Dosadora	(FZ-41)
Resistência de Aquecimento	(TZ-21)

Tabela 3 - Variáveis de saída da Planta Piloto de Tratamento de pH.

Fonte: Autor.

Variáveis de saída	Tag
pH	(AITY-40)
Temperatura	(TT-20)
Nível do Tanque Reator	(LIT-10)
Vazão de Ácido Principal	(FIT-31)
Vazão de Ácido Secundário	(FIT-32)
Vazão de Base pela Bomba	(FZ-41)

2.3.1 Malha de controle de nível no Tanque Reator

O nível é medido pelo transmissor e indicador LIT-10, calibrado na faixa de 0 a 100% da altura do TR, o qual envia o seu sinal para o controlador LC-16C. O controlador manipula a válvula de saída LV-16C, do tipo pneumática, que possui um posicionador eletropneumático que recebe um sinal de entrada de 4-20 mA, proporcional a abertura entre 0 e 100%.

O máximo nível de operação do tanque é de 85%, pois possui um dreno localizado nesta altura, sendo que o controlador LZC-10 (controlador de segurança de nível do TR) bloqueia todas as vazões de entrada do tanque se esse limite é atingido. Quando o nível do TR fica abaixo de 45%, o controlador TZC-21 (controlador de segurança da temperatura no TR) impede o acionamento da resistência de aquecimento TZ-21, para evitar que ela fique incandescente ao não ficar submersa na água.

Caso não se deseje controlar a temperatura, é possível reduzir o nível no interior do tanque até 15%, valor que corresponde à posição dos sensores de pH e condutividade, cuja medida perde confiabilidade se o nível for reduzido abaixo desse valor. Se o nível do tanque alcança valores baixos é recomendável desligar o agitador mecânico MZ-81 para evitar erros nas medições, devido às oscilações no topo do fluido, as quais ficam maiores com a diminuição do nível.

A faixa de operação para o nível no TR é definida entre 45% e 80%, visando evitar derreter o tanque em caso do nível baixo (pois a resistência pode ficar pouco submersa e aquecer demais), bem como para não transbordar em caso de nível alto (GODOY, 2011).

2.3.2 Malha de controle da temperatura no Tanque Reator

A temperatura é uma variável importante da planta, tanto para o sistema de controle como para a segurança. É medida no interior do TR pelo transmissor de temperatura TT-20 na faixa de 0°C a 100°C, que transmite um sinal de 4-20 mA ao controlador (TIC-20). O TIC-20 monitora a temperatura e atua para elevá-la, pelo acionamento da resistência TZ-21 ou para diminuí-la, pelo acionamento da válvula FV-33 que injeta água no TR. A resistência é ativada através do relé de estado sólido TY-21 e a válvula através do acoplador óptico FY-33. Ambos comutam a alimentação por modulação da largura do pulso ou *PWM (Pulse Width Modulation)*, permitindo a transferência de calor ao fluido no tanque. Os dois atuadores (válvula e resistência) nunca funcionam ao mesmo tempo, pois há um controlador de faixa dividida ou *split range*.

Um controle de faixa dividida consiste em agir sobre dois atuadores com um único controlador PID, em que a cada atuador é atribuído um intervalo da saída do PID, devido ao fato que a ação de cada um deles influencia de forma oposta sobre a temperatura. Ele funciona do seguinte modo: o controlador recebe o valor da temperatura do TR e deve passar aos atuadores o seu estado através do sinal de

controle, visando manter o valor desejado desta variável. A válvula de resfriamento opera de acordo com a Equação (17) dada por:

$$Saída da válvula = |2 * (50\% - Saída do PID)| \quad (17)$$

De modo que a válvula fica aberta a 100% quando a saída do PID é 0% e fechada quando a saída do PID é 50% ou maior. A equação de operação da resistência é:

$$Saída da resistência = |2 * (Saída do PID - 50\%)| \quad (18)$$

De modo que a resistência fica acionada a 100% do ciclo do PWM quando a saída do PID é 100% e é desligada quando a saída do PID é 50% ou menor. Quando a saída do PID é 50%, o sinal de controle para ambos os atuadores é zero. Há uma histerese de 0,5% para cima e para baixo desse valor de 50% para evitar comutações bruscas e chaveamento múltiplo dos atuadores em torno desse ponto.

O controlador de segurança TZC-21 controla o correto funcionamento da resistência de aquecimento, ligando e desligando o contator TY-21 instalado na alimentação da resistência e ele só é ativado se: o nível do tanque estiver acima de 45%; o agitador mecânico MZ-81 estiver ligado; e a temperatura no interior do tanque não superar o máximo valor de operação permitido (45°C). Os limites de operação adotados são de 20°C a 45°C (GODOY, 2011).

2.3.3 Malha de controle de pH no Tanque Reator

O pH é a principal variável da Planta Piloto de Tratamento de pH. Ele é controlado pela injeção de base no TR, no qual a injeção de ácido no tanque é contínua. O pH é medido pelo transmissor e o indicador de pH AITY-40, calibrado na faixa de 0 a 14. O controlador de pH atua na vazão de base através da bomba dosadora que alimenta o TR com solução alcalina, oriunda do TBB. A bomba é acionada com um sinal de 4-20 mA, proporcional à escala de 0 a 100% do curso do diafragma (*stroke*). Apesar de ela operar de forma pulsada, tem um comportamento aproximadamente linear, pelo que sua vazão instantânea pode ser calculada como:

$$Q = \frac{\frac{stroke(\%)}{100} * sinal(\%)}{100} * (VazãoNominalMáxima(l/h)) \quad (19)$$

Verifica-se experimentalmente a possibilidade de atingir valores de pH entre 2 e 12, portanto, adota-se esses valores como limites da faixa operação do pH.

2.4 Especificações dos Controladores Regulatórios

Para a realização desta dissertação foi preciso definir as especificações dos controladores que vão agir diretamente no processo, baseando-se principalmente nas características físicas da planta. Tais especificações, de forma geral, estão constituídas pelos limites de segurança, as regiões de operação e os pontos aonde vai operar cada uma das variáveis nas suas faixas de operação.

Uma boa especificação é fundamental para um projeto de controle exitoso, por exemplo, no caso da sintonia baseada em um modelo aproximado do processo (sua curva de reação) ou então em um modelo rigorosa do processo obtido por identificação de sistemas, é preciso obter esta curva ou modelo, em torno ao ponto de operação e sem sair da faixa de operação segura, permitindo que os parâmetros extraídos destes sejam a representação mais fiel possível do comportamento do sistema real em torno desse ponto e o experimento seja realizado com segurança, sem colocar em risco equipamentos e a saúde das pessoas.

2.4.1 Especificação dos controladores de nível e de temperatura

Como citado na Subseção 2.3.1, o nível é capaz de atingir valores de 0% a 85%, mas por razões de segurança, para a resistência de aquecimento não ficar incandescente e a medição de nível não ser afetada por ruído provocado pelo agitador mecânico, considera-se 45% como o limite inferior e 85% como o limite superior. A região de operação é escolhida na faixa entre 50% e 75%, pois no caso que o processo apresente uma resposta que possa sair dessa faixa, consiga ficar dentro dos limites de operação. Como ponto de operação, adota-se 65%. Constata-se experimentalmente que velocidades de agitação no interior do TR maiores que 600 rpm inserem muito ruído na medição do nível, mas nesse caso o agitador consegue misturar os reagentes com eficiência, pelo que se usa 600 rpm como velocidade fixa de operação do agitador mecânico.

A temperatura média da água em São Paulo passa por grandes variações ao longo do ano. A época em que a água é mais quente abarca de dezembro a abril, com temperatura média acima de 25°C e a época do ano em que a água é mais fria dura de junho a outubro, com temperatura média abaixo de 21°C (WEATHERSPARK, 2020), pelo que não há um valor fixo para a mesma, mas sim que muda dependendo da estação do ano, o que faz pensar que alcançar um valor de temperatura da água inferior a 25°C seja impossível, em certas ocasiões.

Referente ao eletrodo de medição de pH, existe uma limitação física enquanto à temperatura, o qual suporta um valor máximo de 50°C especificado pelo fabricante. Estabelece-se então um limite superior de 45°C para não chegar nem perto desse valor devido à dinâmica lenta da temperatura.

Como faixa de operação escolhe-se a faixa entre 25°C e 40°C, tendo uma margem de 5°C a mais no limite superior visando manter a segurança do medidor de pH, e como ponto de operação escolhe-se 30°C.

2.4.2 Especificação do controlador de pH e a curva de titulação

O objetivo principal da Planta Piloto de Tratamento de pH, como o seu nome indica, é tratar o pH no Tanque Reator (TR). Para especificar o controlador PID dessa variável, é preciso analisar a curva de titulação deste processo.

A titulação ácido-base consiste em determinar o pH de uma mistura, inicialmente composta só por ácido e adicionando-se pequenas quantidades de base. É o método popular para determinar o total de acidez ou alcalinidade de uma solução e necessária no projeto do sistema de controle de pH, para determinar a dimensão dos elementos finais de controle; em particular o elemento atuador que determina o fluxo do reagente, pelo que a titulação é a técnica usada para adquirir dados para dimensionamento.

Uma curva de titulação ácido-base é um gráfico de pH contra reagente. Além disso, ilustra graficamente como o pH muda por adição desse reagente e também fornece uma indicação do grau de controle obtido. Sua forma depende de fatores, tais como, a natureza do ácido e da base (forte ou fraco) e concentração, particularmente do reagente de controle. O ponto de maior mudança (também denominado como ponto de equivalência, neutralidade ou ponto de inflexão) é o ponto em que se igualam as concentrações dos íons de ácido e base adicionadas. A equivalência não é necessariamente igual a pH 7,0 (ponto neutro da água) pois depende do ácido e da base que estão sendo titulados.

Sendo assim, no processo estudado, a curva de titulação é uma curva de “pH x volume da base”. Para criá-la é preciso medir o valor de pH para cada inserção de base. Esta dissertação é realizada utilizando ácido e base fortes, significando que no ponto de equivalência entre um ácido forte e uma base forte, nem sobra ácido, nem sobra base, e o sal formado nem é ácido, nem é básico; o meio é neutro (pH=7). No TR a temperatura é mantida constante durante todo o experimento a 30°C assim como a agitação mecânica a 600 rpm.

Para realizar a titulação, coloca-se no TR, 22 litros de água e 10,25 ml de ácido clorídrico (HCL) a 37%, com a agitação mecânica acionada, fazendo com que o pH inicial da amostra seja de 2,25. A solução base é preparada em um tanque de 40 litros de água com 16,5 mg de hidróxido de sódio (NaOH) a 40%. Tanto o ácido como a base são fortes, assim a curva de titulação resultante é de ácido forte e base forte. Na Figura 4 exibe-se a curva de titulação obtida, onde o pH começa aumentando vagarosamente no início, subindo rapidamente próximo ao ponto de equivalência e permanecendo quase constante depois que o ponto de equivalência foi alcançado. Dela é possível extrair informações relevantes, como o fato que ela tem cinco regiões lineares nas faixas de pH entre: 2,25 e 3,5; 3,5 e 6,5; 6,5 e 7,6; 7,6 e 10,5; 10,5 e 11,94. Em cada uma delas, os pontos de operação escolhidos foram os valores de pH igual a 2,8; 6; 7; 8,3 e 11,4, respectivamente.

Figura 4 - Curva de titulação de pH obtida experimentalmente.

Fonte Autor.

2.5 Especificações da Planta

Na Tabela 4 se resumem as especificações da Planta Piloto de Tratamento de pH.

Tabela 4 - Especificações da Planta Piloto de Tratamento de pH.

Fonte: Autor.

Variáveis controladas	AITY-40 (pH do Tanque Reator)	LIT-10 (Nível no Tanque Reator)	TT-20 (Temperatura do Tanque Reator)		
Variáveis manipuladas	FZ-41 (Bomba dosadora)	LV-16C (Válvula de saída do Tanque Reator)	TY-21 (Relé de estado sólido para a resistência de aquecimento) FV-33 Válvula solenoide de resfriamento (entrada de água para o TR)		
Variáveis de perturbação			FIT-31 (Medidor magnético de vazão entre o TAPI e o TR) FIT-32 (Medidor magnético de vazão entre o TASI e o TR)	MZ-81 (Agitador mecânico do Tanque Reator)	
Controladores	AC-40	LC-16	TC-20		
Limite de operação	2-12	45%-80%	25°C-45°C	40 l/h-60 l/h	300 rpm-1000 rpm
Regiões de operação	2,25-3.5 3.5-6.5 6.5-7.6 7.6-10.5 10.5-12	50%-75%	25°C-40°C	-	-
Ponto de operação	2.8 6 7 8.3 11.4	65%	30°C	50 l/h	600 rpm
Objetivo do controle	Regulatório	Regulatório	Regulatório		
Prioridade das variáveis	1	2	3		

CAPÍTULO 3

EMBASAMENTO TEÓRICO

Neste capítulo apresenta-se o embasamento teórico dos diversos tópicos de controle e identificação abordados nesta dissertação, começando pela definição das malhas de controle por realimentação e passando por conceitos e teoria muito sucintos sobre Métodos de Sintonia e Avaliação dos PID, Controle Adaptativo como o PID *Gain Schedule*, Identificação de Sistemas e Controle Avançado com o MPC Multimodelos.

3.1 Conceitos básicos sobre malhas de controle por realimentação

Os controladores industriais são equipamentos ou sistemas que permitem automatizar processos produtivos para melhorar os tempos de execução, diminuir as taxas de falhas e operar em ambientes perigosos, sem a necessidade de intervenção humana. Existem diferentes tipos de controladores industriais para diferentes aplicações, mas a grande maioria usa o mesmo princípio de operação: adquirem os valores das variáveis de um processo (PV do Inglês *Process Variable*) através das medições realizadas pelos sensores, que entregam essa informação a uma unidade de processamento, a qual compara o valor medido com o esperado (SP do Inglês *Set Point*), executando algoritmos de controle e gerando sinais de correção (MV do Inglês *Manipulated Variable*) para os atuadores ou elementos finais de controle, determinando assim como modificar o valor das variáveis que atuam como entradas do processo a ser controlado.

Qualquer variável de uma malha, cuja variação não resulte de um ajuste de um operador ou controlador dentro da própria malha, é intitulada variável de perturbação, que podem ou não ser medidas. As variações nas variáveis de saída não controladas que provocam perturbações no processo são denominadas como distúrbios de demanda.

Os limites de operação estão delimitados pelos pontos máximo e mínimo onde o instrumento ou processo pode operar, sem pôr em risco seu funcionamento. Resumindo, é o conjunto de valores dentro dos limites superior e inferior nos quais o processo opera de forma confiável.

As regiões de operação são trechos seguros onde pode operar o processo e sempre estão alocadas dentro dos limites de operação, podendo coincidir com eles. Na prática, busca-se restringi-las mais um pouco para não se chegar tão perto destes limites, já que há variáveis que podem ultrapassá-los devido à dinâmica do processo. Existem processos donde os limites de operação são alcançáveis, permitindo trabalhar fora destas regiões, mas por um tempo finito, passado esse tempo a operação pode ser comprometida.

O ponto de operação (*SP*) é o valor dentro da região de operação em que se quer manter o processo operando. Existem casos onde o controle é dividido por faixas, motivo pelo que não existem pontos de operação, com apenas regiões de operação no processo.

A operação da malha de controle pode ser dividida em dois modos fundamentais (RUÍZ, 2002):

- Modo regulatório: o principal objetivo do controlador é rejeitar perturbações e manter o processo próximo ao *set point*, que pode ou não ser constante.
- Modo servo: O principal objetivo do controlador é seguir o *set point ou valor desejado*.

3.2 Critérios de avaliação do comportamento de sistemas de controle em regime transitório

Os requisitos de desempenho são restrições que devem ser obedecidas pelo sistema controlado, para que seu comportamento seja considerado aceitável, correspondendo à principal especificação para a sintonia dos controladores. As pré-sintonias e as técnicas de sintonia por cálculo direto são baseadas em requisitos de desempenho (GODOY, 2012).

A função de um sistema de controle é assegurar que o sistema tenha certas características de resposta estacionária e transitória. Os critérios de desempenho desejáveis em uma malha de controle são (GARCIA, 2017):

- A resposta em malha fechada deve ser estável;
- Os efeitos das perturbações externas devem ser minimizados;
- Deve haver uma resposta rápida e suave às mudanças do valor desejado;
- Os transitórios devem ser rápidos e com oscilações de pequena amplitude;
- O erro em regime permanente deve ser nulo; e

- O sistema deve ser robusto, isto é, insensível a mudanças nas condições de processo e a erros no modelo assumido do processo.

No Apêndice A abordam-se os requisitos de desempenho das malhas de controle analisados ao longo deste trabalho: erro em regime permanente, análise da resposta em regime transitório; rejeição de perturbações e esforço de controle. Todos eles formam parte dos requisitos dos controladores expostos em OGATA (2010), PHILLIPS, NAGLE e BRICKLEY (2014) e GARCIA (2017).

3.3 Sintonia dos Controladores PID

A sintonia dos controladores PID consiste na determinação do ajuste de seus parâmetros K_c , T_i e T_d , para atingir um comportamento aceitável e robusto do sistema de controle, de acordo com os requisitos de desempenho estabelecidos em GARCIA (2017) e resumidos na Seção 3.2.

A ação **proporcional** com ganho K_c tem o efeito de reduzir o tempo de resposta e também reduz, mas nunca elimina, o erro de estado estacionário. A ação **integral** com ganho $K_i=1/T_i$ visa eliminar o erro de estado estacionário, mas pode tornar a resposta do sistema muito rápida ao aumentar o sobressinal em uma resposta transiente. A ação **derivativa** de ganho $K_d=T_d$ é tipicamente usada para diminuir o tempo de resposta e aumentar a estabilidade do sistema, reduzindo o sobressinal na resposta transiente, mas tende a ser problemática em sistemas com ruído ou perturbações que afetem as variáveis controladas, devido à sensibilidade da derivada nesses casos.

Os controladores PI e PID são os mais utilizados na atualidade, abrangendo cerca de 95% dos controladores usados em processos industriais (YU, 2006). O desenvolvimento de métodos de sintonia de controladores PID é amplamente estudado, desde que Ziegler e Nichols propuseram seu procedimento em 1942 até hoje. Eles são divididos em métodos de malha aberta e de malha fechada. No Apêndice B listam-se os sete métodos de sintonia de controladores utilizados nesta dissertação e no Capítulo 4 o procedimento desenvolvido na Planta Piloto do LCPI.

3.4 Avaliação de Malhas de Controle

Na literatura moderna associada a sistemas de controle, encontram-se equações matemáticas para descrever índices de desempenho necessários em aplicações, tais como projeto ótimo de controladores, controle adaptativo e otimização

paramétrica de sistemas de controle. Define-se índice de desempenho como uma medida quantitativa do desempenho de uma malha, sendo escolhido de modo que a ênfase seja dada às especificações necessárias do processo. Uma malha é considerada uma estrutura de controle ótimo quando seus parâmetros são ajustados para que o índice em questão alcance um valor mínimo ou máximo. Segundo (PINTO, 2014), na prática o desempenho de uma malha de controle, mesmo já sintonizada, é difícil de se manter constante ao longo do tempo e periodicamente reavaliar as malhas de controle é importante pois:

- As malhas são ajustadas em uma condição de operação que pode mudar com o tempo;
- Os equipamentos podem mudar suas dinâmicas, em função de desgaste e sujeira. As válvulas de controle, por exemplo, podem apresentar variações no agarramento ou atrito;
- O número de malhas de controle a serem avaliadas continuamente pode ser de milhares em um complexo industrial.

Na indústria, 60% das malhas de controle apresentam um desempenho insatisfatório e aumentam a variabilidade das variáveis controladas quando comparada com o controle em manual, ou seja, um fato ruim, pois afeta a eficiência de um determinado processo (YU, 2006).

No Apêndice C listam-se os sete métodos de avaliação de desempenho das malhas de controle utilizados nesta dissertação.

3.5 A identificação de sistemas

A cada ano, a empresa americana Gartner, grande aliada dos empreendedores da tecnologia na hora de prever tendências, revela as propensões tecnológicas digitais no mundo corporativo, enumerando as principais tendências em tecnologia digital que têm a capacidade de alterar profundamente às empresas em curto e médio prazo. Nos últimos anos vem destacando-se entre as dez principais tendências os gêmeos digitais (*digital twins*). A solução é considerada um modo muito vantajoso de melhorar os processos de criação, teste e correção na fabricação de novos produtos e equipamentos. A Gartner prevê que em 2021, metade das indústrias usará gêmeos digitais, o que as ajudará a aumentar sua eficiência em 10% (BBVA, 2019).

Em termos gerais, essa tecnologia nada mais é do que a geração de uma réplica virtual, ou modelo, de um processo, o qual pode ser obtido via identificação de

sistemas ou modelagem fenomenológica do processo empregando equações físico-químicas, e simula o seu comportamento dinâmico, para monitorar e analisar sua reação a certas situações e melhorar o seu desempenho e eficiência.

Esses modelos são usados em áreas tão diversas como: química e petroquímica, alimentos, fabricação em lotes, entre outras. O campo de uso desses modelos é muito amplo, sendo usado, principalmente, na indústria, nas áreas de controle e supervisão.

De acordo com HENSON e SEBORG (1994) as estratégias atuais de projeto de controladores podem ser classificadas em dois grupos: controle convencional (controle manual, PID, razão, cascata, avanço ou atraso de fase) e controle avançado: subdivididas em três grupos: técnicas de controle convencionais (controle desacoplado, controle seletivo, controle com compensação de atraso puro), técnicas de controle baseadas em modelos matemáticos (controle preditivo, controle adaptativo, controle robusto) e técnicas de controle interno e baseadas no conhecimento do processo (sistemas especialistas, controle neural, controle difuso). Para o uso de técnicas convencionais de projeto, bem como técnicas avançadas e, principalmente, baseadas em modelos, é preciso um modelo preciso do processo.

Devido ao uso do controlador preditivo, como parte do objetivo principal do trabalho em questão, é necessário ter um modelo matemático que se ajuste bem ao comportamento do sistema estudado. Essa metodologia de modelagem é conhecida na área de controle como identificação de sistemas, a qual se baseia nas informações disponíveis nos referidos sistemas ou, em outras palavras, na análise dos sinais de entrada e saída (resposta do sistema) para a obtenção de um modelo matemático.

Duas abordagens diferentes poderiam ser adotadas para se obter um modelo:

- **Pela via analítica:** determinar as equações e parâmetros envolvidos exclusivamente seguindo as leis gerais da Física e da Química;
- **Pela rota experimental:** o sistema é considerado uma “caixa preta”, com entradas e saídas. Nessa situação, é realizado um conjunto de experimentos que fornecem medidas das entradas e saídas, a partir das quais o modelo do sistema é determinado.

Na prática, as duas abordagens são combinadas, atuando em duas etapas:

- Etapa de análise, na qual as leis físicas e condições particulares de trabalho são levadas em consideração para estabelecer hipóteses sobre a estrutura e as propriedades do modelo a ser identificado;
- Etapa experimental, no qual as hipóteses estabelecidas acima são adotadas e as medidas são levadas em consideração para determinar o modelo.

A análise deve levar em consideração que, embora o sistema não seja linear, pode ser conveniente adotar um modelo linear para estudar seu comportamento ante variações relativamente pequenas em um ponto de operação. Da mesma forma, hipóteses simplificadoras podem ser usadas para descrever o comportamento do sistema por meio de um modelo de ordem reduzida, mais fácil de identificar.

A seguir, listam-se algumas etapas para a identificação de modelos empregadas nesta dissertação.

3.5.1 Escolha das variáveis de entrada e de saída

A primeira etapa no projeto de um experimento é definir quais sinais (variáveis) devem ser considerados como entradas e saídas. Uma regra simples é que as entradas sejam todas as variáveis que possam ser manipuladas e as saídas sejam as variáveis que possam ser medidas e que se relacionem com o fenômeno de interesse. Se o modelo é para ser usado em controle, as entradas e saídas devem ser idênticas àsquelas que sejam relevantes para o controlador. Isso implica que a dinâmica de atuadores e medidores deva ser parte do processo.

Há casos em que a escolha das variáveis de entrada e saída é fácil. Em muitos processos industriais como químicos, petroquímicos, farmacêuticos, produção de papel, entre outros, os principais motivos de se usar malhas realimentadas (realimentação negativa) é para rejeitar perturbações no processo; no entanto, a maioria dos processos químicos possui não linearidades que afetam a sua estabilidade. Por esse motivo, há casos em que uma identificação em malha aberta não pode ser usada (ALVARADO, 2013).

3.5.2 Escolha do Período de Amostragem

Para efetuar a aquisição dos dados experimentais, eles devem ser amostrados em pontos discretos no tempo. O intervalo de tempo entre amostras sucessivas é chamado de intervalo de amostragem T . A taxa de amostragem seria então o inverso desse período. Segundo LJUNG (1999) é muito pior usar um valor de T muito grande

que um valor de T muito pequeno. Na prática, é comum amostrar o sinal com uma frequência de amostragem de 5 a 10 vezes superior à maior frequência de interesse, mas isto nem sempre ajuda muito, pois é comum não se conhecer tal frequência (AGUIRRE, 2007).

Para alguns autores, como GUSTAVSSON (1975) o período de amostragem é selecionado como 1/10 da maior constante de tempo. Já outros, como SODERSTROM e STOICA (1989), recomendam tomar o período de amostragem como 10% do tempo de acomodação ou de estabilização da resposta ao degrau.

3.5.3 Escolha dos Sinais de entrada

O sinal de entrada em um experimento de identificação pode ter muita influência ao estimar os parâmetros do modelo. Os sinais de entrada mais usados na prática são:

- Degrau;
- *RBS (Random Binary Signal)*;
- *PRBS (Pseudo- Random Binary Sequence)*;
- Ruído branco filtrado (ruído colorido) ou processo ARMA (*Auto Regressive Moving Average*); e
- Soma de senoides.

Assume-se que o sistema identificado seja amostrado no tempo, isto é, a entrada e a saída sejam registradas em tempo discreto. Mesmo que a entrada varie de forma contínua no tempo, é suficiente descrevê-la em tempo discreto. Não se está interessado no comportamento da entrada durante os intervalos de amostragem. São empregados, ao longo desse trabalho sinais de excitação do tipo degrau para obter os modelos em malha fechada da pré-identificação e sinais do tipo GBN para os modelos em malha fechada da identificação.

Sinal do tipo degrau

O degrau é muito usado na identificação de sistemas, tendo como característica principal a baixa relação sinal/ruído na banda de alta frequência. A equação representativa desse sinal é definida como:

$$u(t) = \begin{cases} 0, & t < 0 \\ u_0, & t \geq 0 \end{cases} \quad (20)$$

onde u_0 é a amplitude do sinal, a qual deve ser selecionada pelo usuário. Segundo SODERSTROM e STOICA (1989) um degrau permite obter informações como: tempo de acomodação, tempo de subida, constantes de tempo dominante do processo sobressinal e ganho estático.

Sinal GBN

Uma boa forma para gerar sinais binários com características de filtro passa-baixa é usar o sinal GBN (*Generalized Binary Noise*) (ZHU, 2001). O principal motivo para gerar esse sinal é a sua conveniência para identificar processos industriais. Um sinal GBN assume dois valores “-a” e “a”. A cada instante de tempo “t”, alterna-se a amplitude de acordo com a regra:

$$p_{sw} = P[u(t) = -u(t-1)] \quad (21)$$

$$1 - p_{sw} = P[u(t) = u(t-1)] \quad (22)$$

onde p_{sw} é a probabilidade de comutação, sendo que a distribuição para o evento de cada tempo de comutação é uma distribuição aleatória, independente do parâmetro p_{sw} , de modo que o sinal GBN tem média zero. O tempo mínimo de comutação T_{min} é definido como o tempo (em amostras) para manter o sinal constante e o tempo de comutação T_{sw} como o tempo decorrido (em amostras) entre duas comutações, então o tempo médio de comutação é determinado por:

$$E\{T_{sw}\} = \frac{T_{min}}{p_{sw}} \quad (23)$$

3.6 Controle Adaptativo (PI-Gain Schedule)

Um controlador adaptativo é aquele que pode alterar o seu comportamento em resposta a mudanças na dinâmica e nos distúrbios do processo. Pode controlar sistemas com parâmetros constantes ou variáveis. A ideia básica do controle adaptativo é estimar as variações dos parâmetros da planta *on-line*, com base na medição dos sinais de entrada e saída da planta e no uso dos parâmetros estimados.

O controle *Gain Schedule* (GS) refere-se a um sistema em que os parâmetros do controlador variam de acordo com as condições de operação medidas, daí a causa pela qual faz parte do controle adaptativo. A variável que muda ao longo do tempo seguindo os estados do sistema pode ser o *set point*, a variável controlada ou um sinal externo. A técnica de GS é uma abordagem para controlar sistemas não lineares que usa uma família de controladores lineares para fornecer controle adequado em vários

pontos de operação do sistema. Foi aplicado com sucesso em diferentes processos, como aviação, controle de voo e pilotos automáticos (GREGORY, 1959) ou em mísseis para compensar mudanças de altitude e velocidade (PADDISON, 1982). No setor automotivo, a programação dos ganhos dos controladores do motor começou em conjunto com o uso de um controle de mistura ar/ combustível baseado em microprocessadores e em resposta à necessidade de melhorar a economia de combustível e reduzir as emissões de descarga. Exemplos são o uso de catalisadores, que exigem controle preciso da relação ar/combustível, (COOK, GRIZZLE e SUN, 1996). Em 1978, a Ford propôs a incorporação de injeção de combustível e controle de ar/combustível por realimentação exclusiva com o ganho do integrador programado para a velocidade do motor (BAILEY *et al.*, 1978).

Para ajustar o controlador são usadas uma ou mais variáveis, denominadas como variáveis de ajuste. A chave para o bom projeto do controle está na seleção dessas variáveis, pois com elas a decisão é tomada para a alteração ou para o cálculo dos parâmetros do controlador. Essa seleção deve ser baseada no conhecimento da dinâmica do sistema (ÅSTRÖM e WITTENMARK, 1989), (WANG e CRUSCA, 2002).

A literatura não documenta regras gerais para o projeto de controladores GS. No entanto, as seguintes etapas podem ser estabelecidas:

1. **Determinar as variáveis de ajuste:** essas variáveis devem refletir as condições de operação da planta e permitir o estabelecimento de expressões simples, que relacionem os parâmetros do controlador às variáveis de ajuste. Isso é normalmente realizado pela identificação do sistema;
2. **Cálculo dos parâmetros do controlador em diferentes áreas de operação:** os parâmetros do controlador PID são calculados para um determinado número de condições de trabalho, com base nas variáveis de ajuste, usando algum método de sintonia apropriado. O controlador é ajustado para cada condição operacional. Não existe uma regra que especifique o número de zonas ou pontos de operação nos quais a faixa de operação da planta deve ser dividida, devendo o projetista definir.

Na prática, a principal vantagem da implementação do controlador *Gain Schedule* é que os ganhos obtidos e tabelados podem ser mudados de forma rápida e usados de acordo com a faixa operacional, as medições auxiliares e responder as alterações dos parâmetros do sistema. A principal desvantagem da implementação do

Gain Schedule é que o mecanismo de ajuste dos ganhos do controlador é pré-calculado *off-line* (ÅSTRÖM e WITTENMARK, 1989).

A Figura 5 descreve o funcionamento de um sistema controlado por *Gain Schedule*. Ao contrário dos sistemas com controladores tradicionais; existe um terceiro bloco denominado *Gain Schedule*. Nesse bloco se armazena informação em uma tabela que é criada, previamente, com os valores dos parâmetros do controlador para diferentes pontos operacionais. Assim, quando o processo varia para outro ponto operacional, o bloco *Gain Schedule* varia os ganhos do controlador para preservar a estabilidade e a eficiência do sistema.

Figura 5 - Diagrama de blocos do controlador PID *Gain Schedule*.

Fonte: (ÅSTRÖM e WITTENMARK, 1995).

3.7 Controle avançado (MPC - *Model Predictive Control*)

O controlador preditivo baseado em modelo (MPC) (CAMACHO e BORDONS, 2004) baseia a sua operação em uma estratégia denominada horizonte deslizante, onde a cada instante, os resultados futuros do processo $\hat{y}(t + k|k)$ são calculados dentro de um horizonte de previsão finita N . Para isso, um modelo matemático que descreve a dinâmica do processo é utilizado. Em uma segunda etapa, o sinal de controle futuro $u(t + k|k)$ é calculado, otimizando determinados critérios para manter o processo o máximo possível dentro de uma referência desejada, como ilustra a Figura 6.

Figura 6 – Conceito básico do controle preditivo.

Fonte: (CAMACHO e BORDONS, 2004).

A estratégia de controle MPC usada neste trabalho é a da caixa de ferramentas MATLAB® R2019b, definida como indicado por BEMPORAD, MORARI e RICKER, (2019) e resumida na Figura 7. No esquema do controlador preditivo, o modelo de previsão do comportamento futuro da planta tem como entradas as variáveis manipuladas (MV), distúrbios mensuráveis (MD) e distúrbios não mensuráveis (UD). Os distúrbios não mensuráveis usam um modelo que recebe sinais de ruído branco como entrada. O controle preditivo baseado em modelo MPC, resolve um problema de otimização, especificamente, um programa quadrático (QP) em cada intervalo de controle.

Figura 7 - Diagrama de blocos da estrutura do controlador MPC.

Fonte: (BEMPORAD, MORARI e RICKER, 2019).

A função objetivo usada pelo bloco preditivo do Matlab® é a seguinte:

$$j = \min_{\Delta u(k|k), \dots, \Delta u(m-1+k|k), \varepsilon} \left\{ \sum_{i=0}^{Hp-1} \left(\sum_{j=1}^{n_y} |w_{i+1}^y (y_j(k+i+1|k) - r_j(k+i-1))|^2 + \sum_{j=1}^{n_u} |w_{i,j}^{\Delta u} \Delta u(k+i|k)|^2 + \sum_{j=1}^{n_u} |w_{i,j}^u (u_j(k+i|k) - u_{j \text{ target}}(k+i))|^2 \right) + \rho_e \varepsilon^2 \right\} \quad (24)$$

onde o sufixo j denota o j -ésimo componente de um vetor, $(k+i|k)$ denota o cálculo do parâmetro em questão no momento $k+i$ a partir da informação conhecida no instante k ; r é a referência; u o sinal de controle; w os pesos; n_y o número de saídas; n_u o número de entradas manipuláveis e Hp o horizonte de predição. Além disso, é inserida a variável $\varepsilon \geq 0$, que juntamente com seu peso ρ_e , define a dureza das restrições. Expressa em termos menos matemáticos, fica:

$$J = \min\{(w_{error}(y-r))^2 + (w_u(u-u_{nominal}))^2 + (w_{\Delta u}\Delta u)^2\} \quad (25)$$

onde o termo que suaviza as restrições foi ignorado. Portanto, o erro é minimizado, bem como a variação dos sinais de controle em relação ao seu valor nominal e a derivada dos sinais de controle.

A solução determina as variáveis manipuladas (MV) que serão usadas na planta até o próximo intervalo de controle, incluindo os seguintes recursos:

- Função objetivo ou "custo": uma medida escalar e não negativa do desempenho do controlador que deve ser minimizada;
- Restrições: condições que a solução deve atender, como os limites físicos nas MVs e as variáveis de saída da planta;
- Decisão: ajustes de MV que minimizam a função custo e atendem às restrições.

O modelo de predição da resposta da planta supõe o sistema como linear, invariante no tempo e é descrito pelas Equações (26) em que $x(k)$ é o vetor dos estados nx -dimensionais da planta, $u(k)$ é o vetor nu -dimensional das variáveis manipuladas MV, $v(k)$ é o vetor nv -dimensional dos distúrbios mensuráveis MD, $d(k)$ é o vetor nu -dimensional das perturbações não mensuráveis UD, $ym(k)$ é o vetor das saídas mensuráveis MO, $yu(k)$ é o vetor das saídas não mensuráveis UO e $y(k)$ é o

vetor bidimensional completo de todas as saídas mensuráveis ($y_m(k)$) e não mensurável ($y_u(k)$).

$$\begin{aligned} x(k+1) &= Ax(k) + B_u u(k) + B_v v(k) + B_d n_d(k) \\ y_m(k) &= C_m x(k) + D_{vm} v(k) + D_{dm} d(k) \\ y_u(k) &= C_u x(k) + D_{vu} v(k) + D_{du} d(k) + D_{uu} u(k) \end{aligned} \quad (26)$$

A perturbação não mensurável $d(k)$ é modelada como a saída do sistema linear e invariante no tempo (27) e (28).

$$x_d(k+1) = \bar{A}x_d(k) + \bar{B}n_d(k) \quad (27)$$

$$d(k) = \bar{C}x_d(k) + \bar{D}n_d(k) \quad (28)$$

O sistema descrito pelas equações anteriores é afetado por ruído aleatório gaussiano $n_d(k)$, que tem média zero e matriz de covariância unitária.

Os fatores de ajuste na hora de usar esse *toolbox* do Matlab® são listados no Apêndice D e todos foram extraídos de (BEMPORAD, MORARI e RICKER, 2019).

O **MPC Multimodelos** ou **MPC Gain Schedule** alterna entre um conjunto predefinido de controladores MPC, com o mesmo princípio de funcionamento que o abordado no começo desta seção, de maneira coordenada, para controlar uma planta não linear em uma ampla gama de condições operacionais, visto que as características operacionais da planta fazem com que um único modelo de previsão não possa fornecer desempenho adequado ao controlador.

Para melhorar a eficiência, os controladores inativos não calculam saídas de controle, mas continuam a realizar estimativas de estado para poder assumir o controle sem interrupção. A transferência sem interrupção evita mudanças repentinas nas variáveis manipuladas quando a comutação ocorre. O modo de implantar esse controlador no Simulink® é projetar um controlador MPC tradicional para cada ponto operacional e, em seguida, projetar um mecanismo que defina qual MPC deve estar ativo.

CAPÍTULO 4

SINTONIA E AVALIAÇÃO DOS

CONTROLADORES PID

Em aplicações de controle de processos contínuos na indústria, existe uma maior chance de encontrar malhas de controle com sintonia que favoreçam a rejeição de perturbações, pois nesses casos é comum que o valor do *set point* permaneça constante, ou seja, precisa-se de um bom controle regulatório. No entanto; pode ser preciso alterar periodicamente o valor desejado. Nesse caso, precisa-se de um bom acompanhamento para as mudanças na referência, ou seja, um bom controle no modo servo. Como não é possível satisfazer de forma satisfatória esses dois modos de operação com uma única sintonia, o projeto do sistema de controle em malha fechada com controladores PID deve considerar o compromisso dos critérios em conflito, por um lado, o desempenho ante mudanças na referência e por outro o desempenho ante mudanças na carga do processo controlado (RUÍZ, 2010).

Neste capítulo; as malhas de controle são avaliadas com as sintonias propostas no Apêndice B. Coloca-se maior peso no controle em modo regulatório, mas os dois modos de controle são analisados, utilizando os índices de avaliação de desempenho abordados no Apêndice C. Cabe ressaltar que todos os experimentos foram realizados na planta real usando o Simulink®, conectando-o via OPC à planta. O servidor OPC do sistema IIT800xA disponibiliza os dados do SDCD no protocolo OPC para que outros aplicativos, como o Matlab®, possam acessá-los. O sistema via OPC produz um atraso no sinal de 3 s. Esse atraso não é considerado pois o controle está sendo realizado todo no SDCD de ABB em tempo real, pelo que não é afetada a aquisição dos dados por esta demora na leitura. Começa-se sintonizando e avaliando o controlador da malha de nível, passando logo após à malha de temperatura e por último a de pH. O nível é a primeira variável a ser sintonizada e avaliada, pois não depende nem da temperatura nem do pH, pois uma variação no pH de uma substância ou uma mudança na temperatura na faixa de 10°C a 50°C não ocasiona variações no volume. Já mudanças no volume de uma substância pode ocasionar variações bruscas de temperatura e até do pH, dependendo do caso.

4.1 Cálculo da sintonia da malha de nível

Para dimensionar a amplitude do degrau a ser aplicado, os valores da abertura da válvula (em %) tanto para nível baixo (30%) como para o nível de operação (65%) foram adquiridos, com o controle operando em malha fechada com um controlador PI com parâmetros baixos ($K_p = 3$ e $T_i = 50$), durante uma hora para cada um dos *set points*. Expõe-se na Figura 8 o resultado desse teste e na Tabela 5, a relação da abertura da válvula para cada um dos níveis do gráfico da Figura 8. Na parte superior representa-se o valor do nível no TR, começando em torno de 30% até estabilizar nesse valor e após 3600 segundos se dá um degrau no *set point* do nível de 30% para 65%.

Figura 8 - Saída do nível em malha fechada para diferentes *set points*.

Fonte: Autor.

Tabela 5 - Valores de abertura da válvula LV-16C referente a níveis em estado estacionário.

Fonte: Autor.

Nível no Tanque Reator (%)	Abertura da válvula (%)
30	35,74
65	31,52

Deste experimento em malha fechada se conclui que o degrau a ser aplicado na válvula de controle, para a obtenção da curva de reação em malha aberta, não pode exceder 5% da região compreendida entre o 30% e 35% da abertura da mesma, pois o tanque “transbordaria” ou esvaziaria. Diz-se transbordaria entre aspas, pois o controlador de segurança não deixa o processo chegar nesse limite. Esse fato se deve a que essa válvula está dimensionada para conseguir controlar o nível do TR para uma

vazão de entrada de até 250 l/h, pelo que aparentemente para uma única entrada de 50 l/h estaria sobre dimensionada. Para evitar esta situação, adota-se um degrau de $\pm 0,5\%$ em torno do ponto de operação do nível (65%). Inicialmente, o processo é colocado em malha fechada, com o *set point* em 65% durante 1 hora, com os ajustes preestabelecidos anteriormente e visa-se aguardar a variável controlada entrar em regime permanente.

Após isto, passou-se o controlador para manual e se deu um degrau na válvula LV-16C (atuador da malha de nível), adquirindo-se o nível do tanque por 26.000 segundos. A Figura 8 A faz referência ao degrau positivo (0,5%) aplicado no atuador e a Figura 8 B ao degrau negativo (-0,5%) aplicado no mesmo atuador. Usam-se dois degraus, pois o modelo matemático de nível em tanque com válvula na saída do tanque é não linear. Na parte superior das figuras indica-se o nível e na parte inferior a variável manipulada (% de abertura da válvula LV-16C).

Figura 9 - Experimento de sintonia do PID de nível no TR com degrau positivo (A) e negativo (B) na válvula de controle.

Fonte: Autor.

Esses dados normalizados são passados à ferramenta Ident do Matlab®, para criar um modelo de 1ª ordem com tempo morto do sistema que sirva para calcular os parâmetros de sintonia do PID, usando os métodos do APÊNDICE B. Para o primeiro caso (degrau positivo na válvula), obteve-se um índice *fit* de 94,26%, Figura 10 A, indicando que o modelo é adequado. Para o segundo caso (degrau negativo), obteve-se um índice *fit* de 96,09%, Figura 10 B, indicando que o modelo obtido é fiel à resposta real do nível. As funções de transferência obtidas em cada caso correspondem às Equações (29) para o degrau positivo e **Erro! Fonte de referência não encontrada.** para o degrau negativo.

$$G_{crp}(s) = \frac{16,5948}{10838s + 1} e^{-30s} \quad (29)$$

$$G_{crp}(s) = \frac{14,9489}{9891s + 1} e^{-30s} \quad (30)$$

Figura 10 - Comparação dos resultados dos degraus positivo (A) e negativo (B) com os modelos de 1ª ordem com tempo morto.

Fonte: Autor.

Para que seja utilizada apenas uma função de transferência, foi aplicada a média aritmética nos parâmetros de ganho e da constante de tempo das funções de transferência representadas pelas Equações (29) e (30). Dessa maneira, o modelo de nível usado nesta dissertação é dado pela Equação (31).

$$G_{crp}(s) = \frac{15,7719}{10364s + 1} e^{-30s} \quad (31)$$

Na Tabela 6 se mostra uma relação dos parâmetros de sintonia obtidos por cada um dos métodos de ajuste de controladores citados no APÊNDICE B.

Tabela 6 - Ganhos para o controlador de nível.

Fonte: Autor.

Ajuste do controlador de nível baseado em
modelo de 1ª ordem mais tempo morto

$$G_{crp}(s) = \frac{15,7719}{10364s + 1} e^{-30s}$$

Método	PI		PID		
	<u>Kp</u>	<u>Ti</u>	<u>Kp</u>	<u>Ti</u>	<u>Td</u>
Z-N	19,7136	100	26,2848	60	15
CHR	13,1424	120	20,8088	71,25	12,6
CC	19,7189	99,3896	27,3959	73,7549	10,9034
3,C	14,8251	318,5551	21,8862	102,663	14,3051
ISE	22,4936	280,3368	23,7439	103,9032	0,0016
IAE	19,8601	273,5084	19,8080	148,1722	0,0006
ITAE	16,4488	288,9025	21,8056	164,7675	0.0011

Escolher uma sintonia entre todas as alternativas da Tabela 6 fica difícil, ainda mais quando existem tantas combinações diferentes de parâmetros para o controlador de nível, pelo que é preciso avaliá-las para se decidir por um conjunto de valores.

4.2 Avaliação da malha de nível

A perturbação na Planta Piloto que afeta o nível é a agitação mecânica no tanque reator com o agitador MZ-81, o qual faz com que a altura da água oscile.

Para projetar o experimento de avaliação das sintonias, o primeiro aspecto a ser considerado é o tempo de acomodação, tanto para o controlador em modo servo como regulatório, o qual é escolhido igual a 1000 segundos, significando que toda sintonia que não seja capaz de alcançar o estado estacionário em menos de 1000 segundos fica automaticamente fora da classificação. Além disso, analisa-se o erro em regime permanente, pois não é admissível um controlador com erro não nulo. O ruído na medição em torno do ponto de operação não é assumido como erro de regime permanente, mas sim variabilidade, pelo que se considera a variabilidade como mais uma métrica para avaliar o desempenho da malha de controle. A Figura 11 mostra o resultado desse experimento. No caso da sintonia de ZN, CC, CHR e 3C nos controladores PID, a constante de tempo derivativo ficou muito grande ($Td > 1$); comprova-se na planta que para tempos derivativos maiores que a unidade, a variável controlada fica instável e com muita variação no esforço de controle, pelo que os

atuadores se desgastariam muito. Assim, não foram consideradas as sintonias com $T_d > 1$. Segundo (GARCIA, 2017) a ação derivativa não deve ser usada em processos ruidosos, pois ela responde às altas frequências com amplitudes de correção que podem ser prejudiciais ao processo. A cada 5000 segundos são mudados os parâmetros da sintonia (K_p , T_i e T_d), pelo que cada múltiplo de 5000 segundos no eixo do tempo é uma resposta nova do controlador para ajustes com parâmetros diferentes, representados por cores diferentes para uma melhor compreensão.

Verifica-se na Figura 11 que todas as sintonias são capazes de atender aos dois primeiros requisitos da resposta transitória, que são: ter o tempo de acomodação menor do que 1000 segundos e o erro de regime permanente aproximadamente igual a zero. O próximo passo é então analisar o sobressinal e o tempo de acomodação, para se ter uma métrica na hora da escolha. Na Tabela 7 coloca-se a comparação da média desses parâmetros, decorrentes da aplicação do sinal degrau no *setpoint* estabelecido para o nível no tanque.

Figura 11 - Teste do controlador de nível no modo servo.

Fonte: Autor.

Tabela 7 - Análise da resposta transitória para o controlador PI/PID de nível em modo servo.

Fonte: Autor.

	<i>ZN-PI</i>	<i>CHR-PI</i>	<i>CC-PI</i>	<i>3C-PI</i>	<i>ISE-PI</i>	<i>IAE-PI</i>	<i>ITAE-PI</i>	<i>ISE-PID</i>	<i>IAE-PID</i>	<i>ITAE-PID</i>
<i>T_s</i> (Tempo de acomodação) segundos	<u>225,5</u>	278	305	510	575	525	515	310	325	<u>242,5</u>
<i>%Mp</i> (Overshoot) %	0,904	1,23	1,39	1,235	0,8775	0,864	0,943	0,9945	1,005	0,88
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

É possível ver que a sintonia pelo método da Curva de Reação de Ziegler e Nichols para o controlador PI foi a que teve menor tempo de acomodação, seguida pela sintonia pelo método ITAE para controlador PID, só que a primeira teve um sobressinal maior, o que era de se esperar, pois nesse caso um maior sobressinal representa um tempo de acomodação menor.

Também é necessário calcular os índices de desempenho dados pelo produto das integrais do erro e do esforço de controle que são tratadas no Apêndice C para se ter mais uma métrica de avaliação. Na Tabela 8 apresentam-se esses índices de desempenho, destacando os que tiveram melhor resultado numa análise previa.

Tabela 8 - Índices de desempenho para o controlador PI e PID de nível em modo servo.

Fonte: Autor.

	<i>ZN-PI</i>	<i>CHR-PI</i>	<i>CC-PI</i>	<i>3C-PI</i>	<i>ISE-PI</i>	<i>IAE-PI</i>	<i>ITAE-PI</i>	<i>ISE-PID</i>	<i>IAE-PID</i>	<i>ITAE-PID</i>
<i>IAE</i>	<u>0.044</u>	0.101	0.0509	0.0744	<u>0.0391</u>	<u>0.0348</u>	<u>0.0345</u>	0.1685	0.0864	0.144
<i>ISE</i>	<u>0.012</u>	0.064	<u>0.0188</u>	0.0506	<u>0.0162</u>	<u>0.0163</u>	<u>0.0191</u>	0.0723	0.0395	0.0563
<i>ITAE</i>	<u>230.7</u>	461.3	386.18	796.13	532.64	578.82	678.240	<u>262.25</u>	395.64	336.20
<i>ITSE</i>	<u>95.11</u>	298.9	143.57	539.98	220.37	271.32	376.187	115.27	180.99	<u>99.093</u>
<i>RBEMCE</i>	<u>0.0002</u>	0.0036	<u>0.0006</u>	<u>0.0008</u>	<u>0.0003</u>	<u>0.0003</u>	<u>0.0002</u>	0.0009	<u>0.00005</u>	<u>0.0005</u>
<i>RBMSEMCE</i>	0.194	0.136	<u>0.0648</u>	0.0849	<u>0.0434</u>	<u>0.0390</u>	<u>0.0385</u>	1.0723	1.0395	1.0130
<i>Variabilidade</i>	<u>0.0073</u>	0.0078	<u>0.0062</u>	<u>0.0069</u>	<u>0.0039</u>	<u>0.0039</u>	<u>0.0043</u>	0.0083	<u>0.0061</u>	0.0075

A seguir, avalia-se a resposta do controlador de nível em modo regulatório. O *setpoint* é colocado em 65% do nível do tanque e se introduz uma perturbação em 1000 s provocada pela bomba dosadora, funcionando a 100% da sua capacidade, a qual insere uma vazão adicional no TR de 50 l/h para cada uma das sintonias, as quais são mudadas a cada 3000 s. A Figura 12 mostra o resultado desse teste.

Figura 12 - Teste do controlador de nível no modo regulatório.

Fonte: Autor.

A rejeição de perturbações pela malha de controle pode ser especificada de modo similar à realizada na análise da resposta em regime transitório no acompanhamento do *set point*, como visto no Apêndice A. Na Tabela 9 compara-se a média desses valores, como resultado dos sinais do tipo degrau aplicados na bomba para cada uma das sintonias.

Tabela 9 - Análise da resposta transitória para o controlador PI de nível em modo regulatório.

Fonte: Autor.

	ZN- PI	CHR- PI	CC- PI	3C- PI	ISE- PI	IAE- PI	ITAE- PI	ISE- PID	IAE- PID	ITAE- PID
<i>T_s</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>287,5</u>	392,5	<u>307,5</u>	445	345	332,5	370	<u>302,75</u>	<u>255</u>	332,75
<i>Sobressinal</i>	0.81	1.41	0.92	1.26	0.92	1.19	1.26	0.89	1.15	1.26
<i>Subsinal</i>	1.10	1.37	1.0	1.22	0.84	0.84	1.11	1.11	1.09	1.11
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

Similar ao ocorrido no modo servo, no modo regulatório as melhores sintonias foram pelo método da Curva de Reação de Ziegler e Nichols para o controlador PI e a sintonia pelo método ISE para controlador PID. Só que aqui especificamente o PI levou uma ligeira vantagem. Esta decisão não é definitiva, pois é preciso também avaliar o resultado dos índices de desempenho indicados na Tabela 10. Assinalam-se também no caso os índices de desempenho mais atrativos.

Tabela 10 - Índices de desempenho para o controlador PI de nível em modo regulatório.

Fonte: Autor

	<i><u>ZN-PI</u></i>	<i><u>CC-PI</u></i>	<i><u>CHR-PI</u></i>	<i><u>3C-PI</u></i>	<i><u>ISE-PI</u></i>	<i><u>IAE-PI</u></i>	<i><u>ITAE-PI</u></i>	<i><u>ISE-PID</u></i>	<i><u>IAE-PID</u></i>	<i><u>ITAE-PID</u></i>
<i>IAE</i>	<u>136.4</u>	325.45	484.50	236.70	<u>200.01</u>	<u>157.59</u>	<u>134.93</u>	955.45	508.63	325.94
<i>ISE</i>	<u>6.9683</u>	<u>9.2243</u>	13.925	<u>6.9954</u>	<u>5.6932</u>	<u>4.7223</u>	<u>3.9723</u>	28.05	14.07	<u>9.3338</u>
<i>ITAE</i>	<u>0.1050</u>	0.1612	0.2845	0.1365	0.1092	<u>0.0835</u>	<u>0.0696</u>	0.4506	0.2588	<u>0.1470</u>
<i>ITSE</i>	0.4117	0.4347	0.7110	<u>0.3261</u>	<u>0.2899</u>	<u>0.2291</u>	<u>0.1907</u>	1.2266	0.6815	0.4115
<i>RBEMCE</i>	<u>1312.6</u>	2032.4	2165.7	2408.3	2490.7	2319.2	2273.9	<u>1130.5</u>	1993.9	1855.4
<i>RBMSEMCE</i>	<u>3465.4</u>	5474	5421.9	5759	6.577.7	6338.3	6222.1	<u>3086</u>	5281.7	5182.8
<i>Variabilidade</i>	<u>0.0588</u>	<u>0.0492</u>	0.0884	<u>0.0439</u>	<u>0.0558</u>	<u>0.0282</u>	<u>0.0248</u>	0.1544	0.0870	<u>0.0439</u>

Uma das conclusões deste experimento é que todas as sintonias de nível funcionam, mas depende do rendimento que se espera da malha para fazer a escolha da mais adequada. Pode-se querer uma resposta mais rápida ante variações na referência; outras vezes pretende-se querer menor variabilidade na variável controlada ou então se pretende ter o menor esforço de controle possível.

A opção escolhida neste trabalho é que o controlador opere bem no modo regulatório quanto no modo servo. O resumo dos índices de desempenho para a escolha do controlador com as sintonias finalistas é visto na Tabela 11. Eles passaram à etapa final ao se priorizar o tempo de acomodação. Por parte dos índices de desempenho, priorizam-se: o ISE pois penaliza fortemente os grandes erros, o ITAE e o ITSE pois penalizam com pouco peso os erros iniciais e os erros finais com peso maior, o RBEMCE pois penaliza os erros em conjunto com o esforço de controle e a variabilidade, por ser indesejada em uma variável controlada.

Tabela 11 - Resumo dos índices de desempenho para o controlador de nível.

Fonte: Autor

	Modo Servo			Modo Regulatório		
	ZN-PI	CHR-PI	ITAE-PID	ZN-PI	CC-PI	ISE-PID
<i>T_s</i>	<u>225,5</u>	278	242,5	287,5	307,5	<u>255</u>
<i>IAE</i>	<u>0.044</u>	0.1012	0.1448	<u>136.4</u>	484.50	955.45
<i>ISE</i>	<u>0.012</u>	0.0644	0.0563	<u>6.9683</u>	13.925	28.05
<i>ITAE</i>	<u>230.7</u>	461.30	336.2026	<u>0.1050</u>	0.2845	0.4506
<i>ITSE</i>	<u>95.11</u>	298.09	99.093	<u>0.4117</u>	0.7110	1.2266
<i>RBEMCE</i>	<u>0.0002</u>	0.0036	0.0005	1312.6	2165.7	<u>1130.5</u>
<i>RBMSEMCE</i>	0.194	<u>0.1362</u>	1.0130	3465.4	5421.9	<u>3086</u>
<i>Variabilidade</i>	<u>0.0073</u>	0.0078	0.0075	<u>0.0588</u>	0.0884	0.1544

Como dentre esses finalistas existe um método que tem bons resultados para o controle tanto em modo servo quanto em modo regulatório, que é o método da Curva de Reação de Ziegler e Nichols para o controlador PI, decide-se pela utilização deste com parâmetros ***K_p***=19,71 e ***T_i***=100, pois apresenta de forma geral melhores índices de avaliação, como visto na Tabela 11.

4.3 Cálculo da sintonia da malha de temperatura

Repete-se para a malha de temperatura o que se fez na malha de nível para estimar a amplitude do degrau de excitação do processo na sintonia do controlador. Em malha fechada, se colocou o nível estável em 65% (nível no ponto de operação) para evitar a influência das variações deste na temperatura e se manteve a temperatura em malha fechada também, por uma hora em 30°C e depois se passou o *set point* para 35°C, mantendo o controlador PI ativo com parâmetros bastante conservadores. No caso da sintonia inicial para o PI tanto de aquecimento como de resfriamento, usou-se ***K_p***=2 e ***T_i***=100. É válido lembrar que esta malha usa o controlador de faixa dividida, como descrito na Subseção 2.3.2. A Figura 13 mostra o resultado desse teste e na Tabela 12 se exhibe a temperatura do Tanque Reator com o sinal que entra no PWM que controla a resistência de aquecimento e a válvula de resfriamento. Na parte superior da Figura 13 representa-se o valor da temperatura no interior do TR, começando em torno de 24°C, que seria o valor da temperatura ambiente no dia do experimento, até estabilizar no valor do *set point* estabelecido (30°C) e logo após 3600

segundos se dá um degrau na referência de 30°C para 35°C. À primeira vista pode-se dizer que esta é uma variável com pouca variabilidade.

Figura 13 - Saída da temperatura em malha fechada para diferentes *set points*.

Fonte: Autor

Tabela 12 - Valores do sinal PWM referente a valores de temperatura em estado estacionário.

Fonte: Autor

<i>Temperatura no Tanque Reator (%)</i>	<i>% Sinal PWM</i>
30°C	53%
35°C	56%

Do experimento anterior, escolhe-se um sinal de excitação do tipo degrau com uma amplitude máxima de $\pm 3\%$ para não sair dos limites de segurança da planta. Neste caso, utilizam-se dois degraus pois a malha tem dois atuadores diferentes, pelo que se usa o degrau positivo para capturar a dinâmica do atuador de aquecimento e o degrau negativo para a dinâmica do de resfriamento.

No experimento de sintonia, o controlador de temperatura é posto em malha fechada, com o *set point* em 30°C durante uma hora e usando ajustes do PI já usados para dimensionar o degrau de excitação. O *set point* do controlador de nível é colocado em 65% para evitar perturbações externas. Então, passa-se o controlador de temperatura para o modo manual e se aplica um degrau de $\pm 3\%$ em sua saída, adquirindo a temperatura do tanque durante cinco horas em cada caso. A Figura 14 A mostra a saída do sistema para o degrau positivo no atuador e a Figura 14 B para o degrau negativo. Em ambos os casos a parte superior da figura mostra a temperatura e a inferior mostra a variável manipulada (% que entra no bloco PWM que aciona diretamente os atuadores). A temperatura estabiliza-se na Figura 14 B no valor da

temperatura ambiente, o que significa que a temperatura da água usada para o resfriamento estava em torno de 25°C no dia do teste.

Figura 14 - Resultados do experimento de sintonia do PID de temperatura no TR aplicando degrau positivo na resistência de aquecimento (A) e degrau negativo na válvula de resfriamento (B).

Fonte: Autor.

Esses dados tratados para a obtenção de um modelo de primeira ordem mais tempo morto são passados ao *toolbox* Ident do Matlab® para calcular um modelo, usando os métodos do Capítulo 2. Ao se aplicar um degrau positivo, obteve-se um *fit* de 97,74%, Figura 15 A e quando aplicado o degrau negativo, obteve-se um *fit* de 98,99%, Figura 15 B, o que significa que os modelos se aproximam de forma adequada da malha de temperatura.

As funções de transferência obtidas para a malha de temperatura quando se aplica degrau positivo e negativo são vistas nas Equações (32) e (33), respectivamente. Nesse caso, utiliza-se cada um dos modelos para sintonizar o controlador, pois há dois atuadores com funções diferentes na malha.

$$G_{crp}(s) = \frac{1,9334}{3307s + 1} e^{-30s} \quad (32)$$

$$G_{crp}(s) = \frac{1,1187}{1827s + 1} e^{-30s} \quad (33)$$

Figura 15 - Resposta ao degrau positivo (A) e negativo (B) do modelo de 1ª ordem com tempo morto.

Fonte: Autor.

Na Tabela 13 se mostra uma relação dos parâmetros de sintonia obtidos por cada um dos métodos de ajuste de controladores citados no Apêndice B.

Tabela 13 - Ganhos para o controlador de temperatura.

Fonte: Autor.

Modelo	Controlador de aquecimento					Controlador de resfriamento				
	$G_{crp}(s) = \frac{1,9334}{3307s + 1} e^{-30s}$					$G_{crp}(s) = \frac{1,1187}{1827s + 1} e^{-30s}$				
Método	PI		PID			PI		PID		
	K_p	T_i	K_p	T_i	T_d	K_p	T_i	K_p	T_i	T_d
Z-N	51,31	100	68,4	60	15	48,9	100	65,3	60	15
CHR	34,2	120	54,1	71,25	12,6	32,6	120	51,7	71,25	12,6
CC	51,3	98,11	71,3	73,56	10,89	49,06	96,63	68,27	73,33	10,87
3,C	41,04	197,83	60,6	76,10	13,51	40,46	154,47	59,73	65,15	13,11
ISE	61,35	208,06	65,8	79,98	0,0049	60,02	178,21	64,92	69,82	0,009
IAE	52,52	195,7	56,4	111,23	0,0023	50,57	164,47	56,46	95,84	0,0045
ITAE	43,95	200,4	60,3	122,15	0,0035	42,54	165,78	59,41	104,56	0,0064

Devido ao fato da existência de tantas sintonias para implementação se faz preciso a avaliação das mesmas.

4.4 Avaliação da malha de temperatura

Como a temperatura é avaliada após o nível, colocou-se o controlador de nível com *set point* fixo em 65% para todos os experimentos daqui para a frente (atuação em modo regulatório, tentando rejeitar as perturbações de nível que possam existir), pois um mau controle regulatório de nível pode afetá-la.

Para projetar os experimentos de avaliação das sintonias de temperatura, considerou-se como primeiro aspecto o tempo de acomodação, escolhido igual a 1500 segundos, devido à dinâmica lenta da temperatura e como segundo aspecto o erro em regime permanente igual a zero, levando em conta a variabilidade. Na Figura 16 mostra-se o resultado do experimento com o controlador de temperatura em modo servo. Nela se observa o *set point* e a temperatura para cada uma das sintonias do controlador, onde a cada 7500 segundos foram mudados os parâmetros de sintonia (K_p , T_i e T_d), pelo que a cada múltiplo de 7500 no eixo do tempo aparece uma resposta nova do controlador, começando com Ziegler e Nichols e acabando no ITAE, na mesma ordem em que foram apresentados no Apêndice B. No caso das sintonias do controlador PID de temperatura comprova-se também experimentalmente que para tempos derivativos superiores a 1, o sistema fica instável e com muita variabilidade no esforço de controle, pelo que os atuadores se desgastariam muito.

Figura 16 - Teste do controlador de temperatura no modo servo.

Fonte: Autor.

A sintonia encontrada pelo método ISE não conseguiu gerar um tempo de acomodação menor do que 1500 segundos, conforme proposto no início desta seção, pelo que automaticamente é desqualificada. As sintonias restantes foram capazes de atender aos dois primeiros requisitos da resposta transitória ($T_s < 1500$ e $E_{ss} = 0$), pelo que o próximo passo seria analisar a média do sobressinal máximo e do tempo de acomodação, para se ter uma métrica na hora da escolha. Na Tabela 14 faz-se a comparação desses aspectos, resultantes do experimento anterior.

Tabela 14 - Análise da resposta transitória para o controlador de temperatura em modo servo.

Fonte: Autor.

	ZN-PI	CC-PI	CHR-PI	3C-PI	ISE-PI	IAE-PI	ITAE-PI	ISE-PID	IAE-PID	ITAE-PID
Ts (Tempo de acomodação) segundos	1110	965	977,5	912,5	855	832,5	865	Desqualificado pois $T_s > 1000$ s (D)	982,5	847,5
%Mp (Overshoot) %	19,23	19,85	27,53	22,1	14,2	14,35	20,45	D	15,1	14,53
Ess (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>D</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

A sintonia pelo método IAE para o controlador PI foi a que teve menor tempo de acomodação, seguida pela sintonia ITAE para o PID e as sintonias pelos métodos ISE e ITAE para o controlador PI, respectivamente. Além das métricas anteriormente citadas, se usam os índices de desempenho dados pelo produto das integrais do erro e do esforço de controle para complementar a avaliação. Na Tabela 15 exibem-se esses índices de desempenho, destacando-se em negrito os melhores.

Tabela 15 - Índices de desempenho para o controlador de temperatura em modo servo.

Fonte: Autor.

	ZN-PI	CC-PI	CHR-PI	3C-PI	ISE-PI	IAE-PI	ITAE-PI	ISE-PID	IAE-PID	ITAE-PID
IAE	0.5327	0.1680	0.2679	0.1244	0.0972	0.0863	0.0761	D	0.2954	0.1659
ISE	1.3000	0.4217	0.6557	0.3168	0.2586	0.2240	0.1973	D	0.7254	0.4485
ITAE	1748.2	3111.7	2970	3234.2	3246.6	3528.1	3690.6	D	3055.1	3043
ITSE	3774.3	7564.4	6876.7	8058.1	8509.6	9049.6	9462.9	D	7179.1	7979.3
RBEMCE	0.1530	0.0502	0.0685	0.0289	0.0148	0.0182	0.0206	D	0.1140	0.0358
RBMSEMCE	1.7269	0.5655	0.8763	0.4288	0.3488	0.3001	0.2606	D	0.9316	0.6009
Variabilidade	0.0741	0.0422	0.0527	0.0366	0.0257	0.0308	0.0289	D	0.05	0.0436

Na Figura 17 mostra-se a resposta dos controladores de temperatura em modo regulatório com o *set point* em 30°C. É inserida uma perturbação de resfriamento com duração de 1000 s, gerada pela bomba dosadora operando a 100% da sua capacidade. Como dito anteriormente para o nível, essa perturbação introduz uma vazão adicional de entrada de 50 l/h. As sintonias foram mudadas a cada 3000 s. Não se provocou perturbação de aquecimento, pois ela seria uma perturbação irreal na planta, já que nenhum fluido entra no tanque reator com uma temperatura maior do que 30°C.

Figura 17 - Teste do controlador PI de temperatura no modo regulatório.

Fonte: Autor.

Como resultado desse teste, vê-se que a temperatura é pouco afetada pela perturbação, ou seja, não há correlação entre temperatura e a perturbação estabelecida. A Tabela 16 contém a comparação da média do tempo de retorno (tempo necessário para que o sistema retorne ao estado estacionário (*SP*) quando ocorre uma perturbação do tipo degrau) e do sobressinal máximo para cada uma das sintonias, o que permite comparar como o sistema rejeita as perturbações provocadas por degraus aplicados na bomba.

Tabela 16 - Análise da resposta transitória para o controlador PI de temperatura em modo regulatório.

Fonte: Autor.

	ZN- PI	CC- PI	CHR- PI	3C- PI	ISE- PI	IAE- PI	ITAE- PI	ISE- PID	IAE- PID	ITAE- PID
<i>T_s</i> (Tempo de Retorno) segundos	213	<u>189</u>	285.5	235	<u>185</u>	215	215	<i>T_s</i> > 1000 s	<u>197</u>	210
<i>Sobressinal</i>	0.13	0.08	0.16	0.08	0.08	0.13	0.13	<i>T_s</i> > 1000 s	0.08	0.13
<i>Subsinal</i>	0.18	0.14	0.14	0.14	0.1	14	0.1	<i>T_s</i> > 1000 s	0.1	0.1
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<i>T_s</i> > 1000 s	<u>0</u>	<u>0</u>

Diferentemente do modo servo, no modo regulatório as melhores sintonias foram a sintonia pelo método de Cohen-Coon e ISE para o controlador PI e a sintonia pelo método IAE para o controlador PID. Também é preciso avaliar os índices de

desempenho que aparecem na Tabela 17, na qual se assinalam os índices de desempenho com melhores resultados.

Tabela 17 - Índices de desempenho para o controlador PI de temperatura em modo regulatório.

Fonte: Autor.

	<i>ZN-PI</i>	<i>CC-PI</i>	<i>CHR-PI</i>	<i>3C-PI</i>	<i>ISE-PI</i>	<i>IAE-PI</i>	<i>ITAE-PI</i>	<i>ISE-PID</i>	<i>IAE-PID</i>	<i>ITAE-PID</i>
<i>IAE</i>	0.0401	0.0100	0.0146	<u>0.0058</u>	<u>0.0044</u>	<u>0.0045</u>	<u>0.0035</u>	D	0.2954	0.1659
<i>ISE</i>	0.0026	0.0004	0.0008	<u>0.0002</u>	<u>0.0001</u>	<u>0.00021</u>	<u>0.0001</u>	D	0.7254	0.4485
<i>ITAE</i>	<u>59.119</u>	76.908	68.389	61.450	<u>59.504</u>	73.9775	68.656	D	3055.1	3043
<i>ITSE</i>	3.6121	3.7291	3.9701	2.7883	<u>1.9415</u>	3.5261	2.9835	D	7179.1	7979.3
<i>RBEMCE</i>	0.0066	0.0011	<u>0.0009</u>	<u>0.0001</u>	0.0011	0.0015	<u>0.0007</u>	D	0.1140	0.0358
<i>RBMSEMCE</i>	0.2191	0.0717	0.1076	<u>0.0535</u>	<u>0.0427</u>	<u>0.0357</u>	<u>0.0305</u>	D	0.9254	0.6009
<i>Variabilidade</i>	0.0034	0.0015	0.0019	0.0011	<u>0.0008</u>	<u>0.00097</u>	<u>0.0008</u>	D	0.0534	0.0436

Uma das conclusões que se pode tirar desses experimentos é que a temperatura é uma variável complicada de ser controlada, por ser lenta (vide o caso em que o PID com sintonia pelo método ISE não deu certo, pois não atendia ao tempo de acomodação mínimo preestabelecido). Outro motivo para dizer isto é que a temperatura depende de dois atuadores com constantes de tempo e dinâmicas diferentes (ela depende de uma resistência para aquecimento e de uma válvula para resfriamento), o que gera tempos de acomodação diferentes para cada um dos processos.

Como neste trabalho o controlador vai operar tanto em modo regulatório (no Caso do PID agindo sozinho) quanto no modo servo (MPC gerando *set point* para o PID), avaliam-se na Tabela 18 as melhores sintonias testadas.

Tabela 18 - Classificação final dos índices de desempenho do controlador de temperatura.

Fonte: Autor.

	Modo Servo				Modo Regulatório	
	ISE-PI	IAE-PI	ITAE-PID	CC-PI	ISE-PI	IAE-PID
<i>T_s</i>	855	<u>832,5</u>	847,5	189	<u>185</u>	197
<i>IAE</i>	0.0972	0.0863	<u>0.0761</u>	0.0100	<u>0.0044</u>	0.2954
<i>ISE</i>	0.2586	0.2240	<u>0.1973</u>	0.0004	<u>0.0001</u>	0.7254
<i>ITAE</i>	<u>3246.6</u>	3528.1	3690.6	76.908	<u>59.504</u>	3055.1
<i>ITSE</i>	<u>8509.6</u>	9049.6	9462.9	3.7291	<u>1.9415</u>	7179.1
<i>RBEMCE</i>	<u>0.0148</u>	0.0182	0.0206	<u>0.0011</u>	<u>0.0011</u>	0.1140
<i>RBMSEMCE</i>	0.3488	0.3001	<u>0.2606</u>	0.0717	<u>0.0427</u>	0.9254
<i>Variabilidade</i>	<u>0.0257</u>	0.0308	0.0289	0.0015	<u>0.0008</u>	0.0534

Elas passaram à etapa final ao se pôr mais peso no tempo de acomodação. Como dentre elas o método ISE para o controlador PI tem bons resultados para o controle nos modos servo e regulatório, ela é escolhida, com parâmetros ***K_p_FV=60,0268*** e ***T_i_FV=178,2138*** para a válvula de resfriamento e ***K_p_TZ=61.3574*** e ***T_i_TZ=208.0654*** para a resistência de aquecimento.

4.5 Cálculo da sintonia da malha de pH

Para a sintonia da malha de pH se procede em um primeiro instante do mesmo modo que para as malhas de nível e de temperatura, visando dimensionar a rotação da bomba em vários valores do pH em estado estacionário. Em malha fechada, se colocou o nível em 65% e a temperatura em 30°C, para eliminar a sua influência no pH. Colocou-se o controlador de pH em malha fechada com uma sintonia inicial com ***K_p=5*** e ***T_i=20*** e rodou-se o teste com o *set point* em 7 durante uma hora. Em seguida, é colocado em 6 e em 8, respectivamente, durante uma hora para cada um desses valores. Na Tabela 19 e na Figura 18 se mostra o pH do Tanque Reator em função da rotação em % da bomba dosadora (atuador da malha de pH). Apesar da rotação da bomba não assumir um valor constante em cada patamar de pH, se faz uma média desses valores para cada valor de *set point*, representando isto na Tabela 19.

Figura 18 - Saída do pH em malha fechada para diferentes *set points*.

Fonte: Autor.

Tabela 19 - Valores da rotação da bomba referente a valores de pH em estado estacionário.

Fonte: Autor.

<i>pH no Tanque Reator</i>	<i>% Sinal de entrada da bomba (aproximado)</i>
6	40%
7	50%
8	60%

A relação logarítmica do pH torna o processo muito sensível a pequenas mudanças na vizinhança do ponto de neutralização. Isto é comprovado por um declive de quase 90° no $\text{pH}=7$ da curva de titulação do processo (vide Subseção 2.4.2). A resposta do pH à adição de reagentes é altamente não linear (Zanabria, 1997). Decide-se aplicar então um método de sintonia do controlador em malha fechada. Para isso, pode-se escolher entre o método das Oscilações Contínuas de Ziegler e Nichols e o método das Oscilações Contínuas de Tyreus e Luyben (Apêndice B). A desvantagem desses métodos é que em certos processos as oscilações contínuas na resposta não podem ser atingidas, mesmo com o ganho ajustado em valores bem altos. Além disso, se a variável manipulada saturar, as oscilações contínuas podem ocorrer, mas em função da saturação e não do ganho crítico ter sido atingido, o que pode levar a um erro: obter um ganho crítico irreal e demasiadamente elevado leva a superestimar o ganho K_{cu} e a sintonizar um controlador que pode ser excessivamente agressivo.

Busca-se então achar o ganho crítico K_{cu} do processo de pH experimentalmente e constata-se que a saturação da vazão de base ocorre antes das

oscilações contínuas serem atingidas, pelo que se escolhe o método da Realimentação por Relé de Åström e Hägglund (Apêndice B), que é um método alternativo ao método das Oscilações Contínuas de Ziegler e Nichols. No método da Realimentação por Relé, um único teste é realizado para estimar o ganho limite K_{cu} e P_u , no qual o controlador PID é temporariamente substituído por um regulador *on/off* com sua saída variando entre $\pm 10\%$ (Saída nominal do controlador) e com uma zona morta (em unidades de pH) para evitar comutações rápidas, gerando oscilações no sistema (GARCIA, 2017), como é visto nos testes a seguir. Em regime permanente com a malha em automático e com o pH em cada ponto de operação como visto na Seção 2.5, comuta-se o sinal de controle proveniente do controlador para o sinal de controle proveniente do relé, com zona morta. Na Tabela 20 resume-se a amplitude da saída nominal do controlador de pH para os diferentes pontos de operação assim como as variações máximas e mínimas adotadas em cada caso para comutar a saída do relé e a zona morta do mesmo. Esta zona morta foi escolhida como resultado de vários testes realizados na planta, para os quais um aumento ou diminuição na MV produz alguma variação no pH, pelo que em alguns casos esta variação do atuador não foi de 10% e sim de 30%, como na faixa de pH 11,4. Cabe ressaltar que o método da Realimentação por Relé de Åström e Hägglund é um método recursivo, quer dizer que, em cada novo teste realizado, os resultados vão melhorando aos poucos, até se achar uma sintonia que cumpra com as exigências dos usuários.

Tabela 20 - Condições de implementação do método de Realimentação por Relé de Åström e Hägglund.

Fonte: Autor.

	Saída nominal do controlador	Variação da saída	Variação da zona morta do relé
2.25 < pH < 3.5	17%	$\pm 10\%$	$\pm 0,06$
3.5 < pH < 6.5	28%	$\pm 10\%$	$\pm 0,5$
6.5 < pH < 7.2	45%	$\pm 10\%$	$\pm 0,2$
7.2 < pH < 10.5	35%	$\pm 10\%$	$\pm 0,2$
10.5 < pH < 12.5	70%	$\pm 30\%$	$\pm 0,02$

Na Figura 19 exibem-se os resultados desses testes, que são usados para sintonizar os controladores em cada uma das cinco faixas que foram definidas como lineares na Seção 2.5. A Figura 19 (A) equivale à faixa de pH em torno do pH 2,8, a Figura 19 (B) à faixa em torno do pH 6, a Figura 19 (C) à faixa em torno do pH 7, a Figura 19 (D) à faixa em torno do pH 8,3 e a Figura 19 (E) à faixa em torno do pH 11,4.

Figura 19 - Resposta do processo ao controlador *on/off* para faixa de pH=2,8 (A), para faixa de pH=6 (B), para faixa de pH=7 (C), para faixa de pH=8,3 (D) e para faixa de pH=11,4 (E).

Fonte: Autor.

Destes resultados é possível estimar os valores da amplitude 'a' da saída do processo para cada faixa assim como o período crítico, e usando a Equação (34) é possível calcular o ganho crítico.

$$K_{cu} = \frac{4 * d}{\pi \sqrt{a^2 - \varepsilon^2}} \quad (34)$$

Todos os parâmetros desta equação assim como a forma de obtê-los estão explícitos no Apêndice B. Na Tabela 21 encontram-se os valores desses parâmetros calculados experimentalmente.

Tabela 21 - Parâmetros obtidos do método de Realimentação por Relé de Åström e Hägglund.

Fonte: Autor.

	<i>a</i>	<i>K_{cu}</i>	<i>P_u</i>
2.25<pH<3.5	0.0655	482.62	600
3.5<pH<6.5	0.599	34.4	414
6.5<pH<7.2	0.4	55.13	200
7.2<pH<10.5	0.6	22.5	118
10.5<pH<12.5	0.071	335.41	543

Partindo desses valores, empregam-se as tabelas de sintonia em malha fechada de Ziegler e Nichols e de Tyreus e Luyben (Apêndice B) para encontrar os valores de sintonia dos controladores. Na Tabela 22 são expostos esses resultados.

Tabela 22 - Ganhos para os controladores de pH.

Fonte: Autor.

		Método	PI		PID	
		Kp	Ti	Kp	Ti	Td
2.25<pH<3.5	Z-N	220.3	500	285	300	75
	T-L	151.45	1333.3	220.3	1333.3	95.23
3.5<pH<6.5	Z-N	12	920	22.6	207	51.75
	T-L	17	345	17.5	920	65.7
6.5<pH<7.2	Z-N	24	166	33	100	25
	T-L	13	440	24	440	31,74
7.2<pH<10.5	Z-N	10	98	13.24	59	14.75
	T-L	7	262	10.2	262	18.73
10.5<pH<12.5	Z-N	152	453	197.3	271	67.9
	T-L	105	1206.7	152.5	1206.7	86.2

4.6 Avaliação da malha de pH

O pH é a última variável a ser avaliada, pois ela pode ser afetada tanto pelo nível quanto pela temperatura. Há muitos trabalhos que demonstram a influência da temperatura no pH, como o de (ANDRADE, 2010), o qual usa a Equação (35).

$$pH(X) = pH(S) + \frac{(E_s + E_x)F}{RT \ln 10} \quad (35)$$

onde S é uma solução padrão (tampão) de referência com $pH = pH(S)$ com força eletromotriz E_s (FEM, obtida da equação de Nerst) e E_x é a força eletromotriz da solução desconhecida X . O fator F é a constante de Faraday ($F = 96,485 \text{ C mol}^{-1}$), R é a constante universal dos gases ($R = 8,314 \text{ J K}^{-1} \text{ mol}^{-1}$) e T é a temperatura em K.

Um aumento na temperatura de qualquer solução irá causar um aumento na mobilidade de seus íons, fazendo com que esses se quebrem, levando ao aumento do número de íons na solução, devido à dissociação das moléculas (isto é particularmente verdadeiro para ácidos e bases), pelo que para a realização dos experimentos que envolvem a variável pH, daqui para a frente se emprega o controlador de nível com *set point* fixo em 65% e o controlador de temperatura com *set point* fixo em 30°C, ambos operando em modo regulatório, visando minimizar o efeito desses no pH ao mantê-los constantes e rejeitando perturbações desse tipo.

O tempo de acomodação máximo escolhido é de 1800 segundos, tanto para o controlador em modo servo como regulatório, não se permitindo também um controlador com erro permanente distinto de zero. Na Figura 20 mostram-se os resultados dos experimentos com os controladores PI de pH em modo servo, variando as referências em torno dos pontos de operação dos pH em cada caso. Comprova-se, na prática, que o uso da ação derivativa torna o sistema instável. No nosso caso, essa instabilidade se deve principalmente às variações na vazão de entrada de ácido, que podem chegar a $\pm 1,5 \text{ l/h}$, o que representa 3% da vazão de entrada do ácido, pelo que é considerada como uma perturbação no controle de pH. Só são avaliadas as sintonias para controladores do tipo PI. Observa-se em azul o *set point* do pH, em laranja o pH para a sintonia pelo método de Ziegler e Nichols e em amarelo pelo método de Tyreus e Luyben, em cada uma das faixas. Aos 9000 s foram mudados os parâmetros das sintonias (K_p e T_i). Na prática, igual ao que aconteceu nas malhas de nível e temperatura, sintonias PID com tempo derivativo maior que a unidade trazem um esforço de controle elevado, pelo que se desiste de testar estas para evitar acelerar o desgaste da bomba dosadora de base.

A

B

C

D

E

Figura 20 - Teste do controlador de pH no modo servo para faixa de pH=2,8 (A), para faixa de pH=6 (B), para faixa de pH=7 (C), para faixa de pH=8,3 (D) e para faixa de pH=11,4 (E).

Fonte: Autor.

Todas as sintonias em cada uma das faixas atenderam aos requisitos $T_s < 1800$ e $Ess = 0$, pelo que a seguir avalia-se o sobressinal máximo e o tempo de acomodação. É fácil ver que algumas sintonias geram uma maior variabilidade, como no caso do $pH = 8,3$. Na Tabela 23 comparam-se esses aspectos, resultantes dos experimentos realizados e na Tabela 24 os índices de desempenho das integrais do erro e do esforço de controle. Nota-se na Tabela 23 que de todas as sintonias testadas, as que foram estimadas pelo método de Ziegler e Nichols geraram menor tempo de acomodação que as sintonias estimadas pelo método de Tyreus e Luyben. Calculam-se ainda os índices de desempenho dados pelo produto das integrais do erro e do esforço de controle. Na Tabela 24 expõem-se esses índices, destacando-se em negrito os melhores.

Tabela 23 - Análise da resposta transitória para o controlador PI de pH em modo servo.

Fonte: Autor.

	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 2,8)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 2,8)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 6)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 6)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 7)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 7)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 8,3)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 8,3)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 11,4)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 11,4)
<i>T_s</i> (Tempo de acomodação) s	1353	1860	432	612	625	958	527	593	1421	1674
<i>M_p</i> (Overshoot) %	0	0	20	11	0	0	16	19.34	0	0
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

Tabela 24 - Índices de desempenho do controlador PI de pH em modo servo.

Fonte: Autor.

	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 2,8)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 2,8)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 6)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 6)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 7)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 7)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 8,3)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 8,3)	<i>ZN-PI</i> (faixa $pH =$ 11,4)	<i>TL-PI</i> (faixa $pH =$ 11,4)
<i>IAE</i>	0.017	0.018	0.024	0.0309	0.192	0.3494	0.0431	0.0237	0.654	0.698
<i>ISE</i>	0.001	0.001	0.004	0.005	0.249	1.109	0.0043	0.0028	0.954	1.41
<i>ITAE</i>	126.8	158.9	83.39	132.06	3185	3927.69	166.70	94.8850	216	354
<i>ITSE</i>	11.96	14.56	12.21	20.67	109.95	114.07	16.66	10.794	135	154
<i>RBEMCE</i>	0.054	0.095	0.321	0.945	0.278	0.1472	0.0009	0.0018	0.54	0.498
<i>RBMSECE</i>	0.485	0.638	0.41	0.34	0.132	0.8754	0.0024	0.0028	0.86	0.768
<i>Variabilidade</i>	0.029	0.029	0.01	0.023	0.145	0.3134	0.0158	0.0127	0.04	0.0385

A Figura 21 mostra os resultados dos experimentos de avaliação dos controladores PI em modo regulatório. Para isto os *sets points* do pH são ajustados nos seus pontos de operações e são inseridas perturbações geradas pela abertura da válvula de saída do tanque de ácido secundário TAS, adicionando no interior do TR uma vazão adicional de ácido de 50 l/h, a qual é usada para gerar uma perturbação no pH e testar cada uma das sintonias no modo regulatório. Como resultado desses testes vê-se que o pH é mais afetado pelas perturbações nas faixas entre pH 3,5 e pH 10, como era de se esperar, pois como visto na curva de titulação, é nesta parte que o comportamento do pH mostra um declive quase vertical.

A sintonia encontrada pelo método de TL nas três faixas compreendidas entre pH 3,5 e pH 10.5 não conseguiram gerar retorno ao ponto de operação enquanto a perturbação estava ativa, pelo que automaticamente são desclassificadas. Na Tabela 25 coloca-se a média da resposta temporal das diferentes sintonias testadas como reguladores, assim como na Tabela 26 os respectivos índices de desempenho.

Figura 21 - Teste do controlador de pH no modo regulatório para faixa de pH=2,8 (A), pH=6 (B), pH=7 (C), pH=8,3 (D) e pH=11,4 (E).

Fonte: Autor.

Tabela 25 - Análise da resposta transitória para o controlador PI de pH em modo regulatório.

Fonte: Autor.

	ZN-PI (faixa pH= 2,8)	TL-PI (faixa pH= 2,8)	ZN-PI (faixa pH= 6)	TL-PI (faixa pH= 6)	ZN-PI (faixa pH= 7)	TL-PI (faixa pH= 7)	ZN-PI (faixa pH= 8,3)	TL-PI (faixa pH= 8,3)	ZN-PI (faixa pH= 11,4)	TL-PI (faixa pH= 11,4)
Ts (Tempo de Retorno) s	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>500</u>	D	<u>195</u>	D	<u>400</u>	D	<u>0</u>	<u>0</u>
Sobressinal	0.015	0.02	0.37	D	0,07	D	0.2	0.3	0.06	0.08
Subsinal	0	0	0.16	D	0.05	D	0.21	D	0	0
Ess (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	D	<u>0</u>	D	<u>0</u>	D	<u>0</u>	<u>0</u>

Assim como no modo servo, no modo regulatório as melhores sintonias foram as obtidas pelo método de Ziegler e Nichols, pois no caso das três faixas centrais, as sintonias pelo método de Tyreus e Luyben não geraram um comportamento satisfatório, pelo que analisando o comportamento nestas três faixas já está praticamente tomada a decisão de quais sintonias são melhores para esse processo. Na Tabela 26 se assinalam os índices de desempenho com melhores resultados.

Tabela 26 - Índices de desempenho do controlador PI de pH em modo regulatório.

Fonte: Autor.

	ZN-PI (faixa pH= 2,8)	TL-PI (faixa pH= 2,8)	ZN-PI (faixa pH= 6)	TL-PI (faixa pH= 6)	ZN-PI (faixa pH= 7)	TL-PI (faixa pH= 7)	ZN-PI (faixa pH= 8,3)	TL-PI (faixa pH= 8,3)	ZN-PI (faixa pH= 11,4)	TL-PI (faixa pH= 11,4)
IAE	<u>0.007</u>	0.0072	<u>0.1028</u>	D	<u>0.0154</u>	D	<u>0.2159</u>	D	<u>0.0213</u>	0.0233
ISE	0.0006	<u>0.00004</u>	<u>0.0167</u>	D	<u>0.00044</u>	D	<u>0.0565</u>	D	<u>0.0005</u>	0.00081
ITAE	<u>2.4</u>	2.67	<u>70.11</u>	D	<u>7.8673</u>	D	<u>115.76</u>	D	<u>9.5081</u>	11.49
ITSE	<u>0.021</u>	0.031	<u>10.76</u>	D	<u>0.2202</u>	D	<u>32.54</u>	D	<u>0.2504</u>	0.405
RBEMCE	<u>0.005</u>	<u>0.0054</u>	<u>0.028</u>	D	<u>0.0031</u>	D	<u>0.2</u>	D	0.00007	<u>0.0068</u>
RBMSECE	0.027	<u>0.024</u>	<u>0.085</u>	D	<u>0.0734</u>	D	<u>0.108</u>	D	<u>0.0720</u>	0.078
Variabilidade	<u>0.005</u>	0.0065	<u>0.043</u>	D	<u>0.0066</u>	D	<u>0.0559</u>	D	<u>0.0041</u>	0.0051

Como dito anteriormente, no caso das faixas centrais foi muito fácil a escolha, pois só havia um candidato em cada caso. Para as duas faixas dos extremos, cada ponto precisou ser avaliado. As sintonias pelo método de Ziegler e Nichols foram as

escolhidas em todos os casos, portanto os parâmetros de ajuste dos controladores de pH são dados na Tabela 27.

Tabela 27 - Sintonias do controlador PI de pH para cada uma das faixas.

Fonte: Autor.

<i>pH</i> Ganhos	<i>2,5<pH<3,5</i>	<i>3,5<pH<6,5</i>	<i>6,5<pH<7,4</i>	<i>7,4<pH<10,5</i>	<i>10,5<pH<12,5</i>
<i>Kp</i>	220.3	17.46	24,8	10.2	152.5
<i>Ti</i>	500	345	166,66	98.3	453

De forma geral, pode-se concluir que é importante a consulta dos índices de desempenho que avaliem as características do sistema que se deseja priorizar.

Destaca-se que no caso do nível, o método de sintonia escolhido foi o da Curva de Reação de Ziegler e Nichols, no caso da temperatura foi o método de sintonia pela integral quadrática do erro (ISE) e no caso do pH a sintonia pelo método das Oscilações Contínuas de Ziegler e Nichols.

CAPÍTULO 5

PROJETO DE IDENTIFICAÇÃO

O projeto de um experimento de identificação inclui diversas escolhas, tais como quais sinais medir, quando medir, quais sinais manipular e como manipular. Deve-se considerar também como condicionar os sinais antes de usá-los para gerar os modelos, através de filtros de pré-amostragem e como (eventualmente) refinar os dados adquiridos, por exemplo, removendo tendências (LJUNG, 1999).

A identificação de sistemas pode ser dividida em cinco partes principais (LJUNG, 1999):

- Obtenção dos dados de experimentos do sistema que se deseja modelar;
- Aplicação de testes aos dados obtidos para verificação de não linearidades;
- Escolha da melhor estrutura na representação do modelo;
- Estimação dos parâmetros do modelo;
- Validação do modelo obtido.

Atualmente, há muitos programas comerciais de assistência a engenheiros nas etapas de identificação, especificamente na parte de estimativa de parâmetros e avaliação das propriedades do modelo estimado. Nesta dissertação, trabalhamos em parceria com a *startup* Cursor Identificação e Controle para identificar e obter os modelos do processo. A Cursor foi criada em 2015, por pesquisadores e engenheiros especializados em identificação de sistemas e controle de processos, visando trazer soluções inovadoras às indústrias de processos. Com o apoio do programa PIPE da FAPESP, criaram uma **Plataforma Computacional para Identificação de Sistemas**, a **CASI**, para criar **Digital Twins Dinâmicos** a partir de dados de processos. Nesta plataforma, por meio de algoritmos integrados inovadores, gera-se, a partir de dados de processos industriais de qualquer dimensão, *Digital Twins* dinâmicos que replicam o comportamento da planta com precisão, que podem ser usados em diversas aplicações, tais como simulação, controle e otimização de processos.

Neste trabalho, foram repassados para a Cursor os dados dos experimentos de identificação do sistema, recebendo o LCPI em troca um conjunto de modelos capazes de representar a dinâmica da planta em cada uma das cinco faixas de pH.

Um ponto crucial no projeto de experimento é que, enquanto a escolha da estrutura do modelo ou dos métodos de identificação é realizada *off line*, em um computador, os dados experimentais só podem ser alterados através de um novo experimento, que normalmente é dispendioso e consome tempo. Portanto, compensa projetar o experimento cuidadosamente, de forma a gerar dados que sejam suficientemente informativos (LJUNG, 1999). Assim, se o processo a ser identificado for não linear e busca-se um modelo linear para representá-lo, então o experimento deve ser realizado em torno do ponto nominal de operação da variável, quando o processo esteja em um modo de operação próximo ao desejado e em regime próximo ao estacionário.

A primeira etapa no projeto de um experimento de identificação é definir quais sinais (variáveis) devem ser considerados como entradas e saídas. Desse modo, ficam definidas como variáveis de entrada os *set points* das malhas de nível, temperatura e pH; como variáveis de saída o nível, a temperatura e o pH e como variável de perturbação medida, a vazão de entrada no tanque reator.

Para efetuar a aquisição dos dados experimentais, seguindo as recomendações da empresa Cursor Identificação e Controle, usa-se um intervalo de amostragem de 1 segundo, mesmo para os processos lentos. Como sinais de excitação são usados, a pedido da CURSOR, sinais do tipo degrau para obter os pré-modelos em malha fechada e sinais do tipo GBN para os modelos em malha fechada, os quais são usados posteriormente no controlador MPC (*Model Predictive Controller*).

Esses modelos servem para prever e estimar o comportamento do sistema, quando sujeito a determinadas entradas e submetido às mesmas condições de operação, além de demonstrar ou não a existência de correlação entre as três variáveis da planta: nível, temperatura e pH em cada uma das faixas de operação do pH.

5.1 Pré-identificação com sinal de excitação do tipo degrau

Experimentos preliminares em malha fechada permitem obter informações básicas sobre o comportamento do sistema. O experimento de pré-identificação com sinais do tipo degrau é útil para observar o grau de linearidade do processo estudado, permitindo assim confirmar as dimensões das perturbações, garantido que elas não causarão problemas operacionais e, ao mesmo tempo, que possuam uma relação sinal/ruído grande o suficiente a ponto de ser possível obter as informações necessárias do sistema. Consiste em realizar com cada uma das entradas

selecionadas, um teste com ondas quadradas. O intervalo de tempo de cada uma das alterações deve ser suficiente para estabilizar o sistema. A amplitude desse estímulo inicial já foi estimada no Capítulo 4, de acordo com a experiência prévia na hora de calcular e avaliar a sintonia dos controladores.

As malhas fechadas de nível, temperatura e pH são levadas a seus pontos de operação, os quais foram definidos na Seção 2.5. Após isto, aplica-se um sinal do tipo degrau com amplitude e duração suficiente para conseguir extrair o modelo de cada uma das variáveis. A ideia é manter duas das três variáveis constantes, para conhecer a influência que tem a variável livre nelas. Entretanto, a variável livre é perturbada (provocando variações em seu *set point*), tentando capturar o efeito dela sobre as variáveis mantidas em seus pontos de operação.

Para parametrizar os sinais de excitação, foram usados os tempos de acomodação máximos e mínimos, respectivamente, para cada variável calculados na avaliação de cada sintonia no Capítulo 4. A Figura 22 mostra os resultados desses testes em cada uma das regiões de operação do pH, começando pela região aonde o pH assume valores entre 2,25 a 3,5 e acabando em regiões aonde o pH assume valores de até 12. Como para cada faixa há uma constante de tempo de acomodação diferente, a duração do experimento pode ser escolhida diferente em cada uma das regiões, aguardando até o sistema se estabilizar.

Em cada um dos experimentos o nível é graficado na cor azul, a temperatura na cor vermelha e pH na cor verde, considerando os três como sinais de saída. A vazão de entrada, medida em l/h, é mostrada na cor amarela e considerada como sinal de perturbação. Os *set points* aplicados a todas as variáveis são representadas na cor preta e considerados como sinais de entrada.

Fica claro que a relação entre a temperatura e o pH para os controles desenvolvidos é pequena. A temperatura tem um efeito mensurável, apesar de fraco, no pH. Na verdade, a água pura possui um pH de 7 apenas a 25°C. Conforme a temperatura da água aumenta, o pH diminui. A 60°C, a água pura registra um pH de 6,96, uma mudança bastante suave.

O motivo pelo qual a temperatura afeta o pH da água é que as moléculas tendem a ser rompidas em seus constituintes, hidrogênio e oxigênio, conforme ocorre o aquecimento. Com o aumento da temperatura, uma proporção maior de moléculas de água se rompe, produzindo mais hidrogênio, o que leva a uma diminuição do pH da água.

Com o pH operando na faixa mais ácida ($\text{pH}=2,8$), constata-se nos pré-experimentos de identificação em malha fechada que há uma influência do pH no nível, pois um aumento do esforço de controle do pH (bomba dosadora de base) provoca um aumento repentino no nível, o que gera uma perturbação para ele. O fenômeno se deve a que um aumento repentino da rotação dessa bomba gera uma maior vazão de base e, assim, um aumento no nível.

Figura 22 - Experimento de pré-identificação na região compreendida em: (A) $2,25 < \text{pH} < 3,5$, (B) $3,5 < \text{pH} < 6,5$, (C) $6,5 < \text{pH} < 7,6$, (D) $7,6 < \text{pH} < 10,5$, (E) $10,5 < \text{pH} < 12$.

Fonte: Autor.

A influência da temperatura no pH já foi descrita pela Equação (35). Do ponto de vista do resfriamento, não só constitui uma perturbação para o pH mas também para o nível, devido a que ele é realizado com a injeção de água fria, o que introduz uma vazão adicional no tanque reator de 50 l/h, como explicado na Subseção 2.3.2. No caso do aquecimento, este representa uma perturbação só para o pH e se faz mais visível na faixa mais básica, aonde existe uma menor concentração de íons H^+ . Resumindo, um aumento da temperatura causa uma diminuição no pH e vice-versa. A temperatura não é afetada nem pelo pH nem pelo nível e possui uma variabilidade baixa. Não há evidências do efeito de um aumento ou diminuição do nível no pH.

Pelo relatório gerado pela empresa Cursor com os resultados desses testes, onde os dados adquiridos foram reamostrados para 60 segundos para serem usados no controle MPC, comprova-se que não há, com esse tempo de amostragem, correlação entre nenhuma das variáveis (vide a Tabela 28). Uma boa sintonia dos PIDs desacopla as malhas, pelo que nenhuma tem influência nas outras.

Tabela 28 - Matriz de correlação.

Fonte: Cursor Identificação e Controle. IDENTIFICAÇÃO DA PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE pH DO LCPI/USP.

Saídas	Entradas				
	Variáveis	SP Nível	SP Temperatura	SP pH	Vazão de Ácido
	Nível	X	0	0	0
	Temperatura	0	X	0	0
	pH	0	0	X	0

Os pares de entrada e saída indicados com 'X' indicam que há correlação entre os dados e se pode identificar um modelo, e os pares indicados com '0' mostram os pares de entrada e saída para os quais não é observada correlação e aonde não foi identificado um modelo, ou seja, a entrada não afeta a saída referida, baseando-se em um período de amostragem de 60 segundos.

Na Tabela 29 encontram-se os pré-modelos obtidos para cada uma das regiões de operação do pH. No caso do nível e da temperatura, o comportamento foi praticamente igual em cada um dos ensaios mostrados na Figura 22, o que quer dizer que ambas as variáveis mantiveram um comportamento repetitivo e similar para as diferentes faixas, pelo que se assume um modelo só para estas variáveis, no caso o modelo de nível e temperatura correspondente ao experimento realizado com pH 7.

Tabela 29 - Modelos resultantes da Pré-identificação

Fonte: Cursor Identificação e Controle. IDENTIFICAÇÃO DA PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE PH DO LCPI/USP.

Faixa Variável	Nível	Temperatura	pH
2,25<pH<3,5	$N(z) = \frac{0.004359 z^{-1} - 0.004056 z^{-2}}{1 - 1.981 z^{-1} + 0.981 z^{-2}}$	$T(z) = \frac{0.003756 z^{-1}}{1 - 0.9962 z^{-1}}$	$pH(z) = \frac{0.0006445 z^{-1} - 0.0005596 z^{-2}}{1 - 1.978 z^{-1} + 0.9778 z^{-2}}$
3,5<pH<6,5	$N(z) = \frac{0.004122 z^{-1} - 0.003835 z^{-2}}{1 - 1.98 z^{-1} + 0.9808 z^{-2}}$	$T(z) = \frac{0.003941 z^{-1}}{1 - 0.9961 z^{-1}}$	$pH(z) = \frac{0.02284 z^{-1} - 0.01912 z^{-2}}{1 - 1.879 z^{-1} + 0.8829 z^{-2}}$
6,5<pH<7,6	$N(z) = \frac{0.004577 z^{-1} - 0.004258 z^{-2}}{1 - 1.98 z^{-1} + 0.9805 z^{-2}}$	$T(z) = \frac{0.003814 z^{-1}}{1 - 0.9962 z^{-1}}$	$pH(z) = \frac{0.03831 z^{-1} - 0.0381 z^{-2}}{1 - 1.948 z^{-1} + 0.9486 z^{-2}}$
7,6<pH<10,5	$N(z) = \frac{0.003444 z^{-1} - 0.003209 z^{-2}}{1 - 1.985 z^{-1} + 0.9852 z^{-2}}$	$T(z) = \frac{0.003725 z^{-1}}{1 - 0.9963 z^{-1}}$	$pH(z) = \frac{0.03481 z^{-1} - 0.02931 z^{-2}}{1 - 1.878 z^{-1} + 0.8836 z^{-2}}$
10,5<pH<12	$N(z) = \frac{0.004614 z^{-1} - 0.004294 z^{-2}}{1 - 1.981 z^{-1} + 0.9814 z^{-2}}$	$T(z) = \frac{0.003682 z^{-1}}{1 - 0.9963 z^{-1}}$	$pH(z) = \frac{0.003015 z^{-1}}{1 - 0.997 z^{-1}}$

5.2 Identificação com sinal de excitação do tipo GBN

Uma vez que se possuem os pré-modelos, segue-se para a próxima etapa, que é a aplicação de um sinal GBN (*Generalized Binary Noise*). Os sinais GBN usados foram projetados pela empresa Cursor e usados para obter os modelos finais. O objetivo é obter um sinal suficientemente rico para a identificação, porém que não afete severamente a operação da planta. Na Figura 23 podem ser vistas as respostas do nível, temperatura e pH. Ressalta-se que os sinais usados não violam os limites da operação normal, definidos como limites para o experimento e declarados na Seção 2.5. Isto é esperado devido aos pré-modelos terem sido estimados com precisão e ao fato de não serem necessárias grandes excitações para se obter bons modelos desses sistemas. As variáveis nível, temperatura e pH em malha fechada são levados a seu ponto de operação, definidos na Seção 2.5. Após isto, aplica-se a cada um dos *set points* os respectivos sinais GBN. O nível é plotado na cor azul, a temperatura na cor vermelha, o pH na cor verde, a vazão de entrada do TR na cor amarela e os *set points* na cor preta.

Como dito na seção anterior, uma boa sintonia dos PIDs desacopla as malhas, pelo que nenhuma tem influência nas outras. Isto quer dizer que não existe correlação entre nenhuma das variáveis, como visto na Tabela 28.

Figura 23 - Experimento de identificação na região compreendida em: (A) $2,25 < \text{pH} < 3,5$, (B) $3,5 < \text{pH} < 6,5$, (C) $6,5 < \text{pH} < 7,6$, (D) $7,6 < \text{pH} < 10,5$, (E) $10,5 < \text{pH} < 12$.

Fonte: Autor.

Na Tabela 30 encontram-se os modelos obtidos para cada uma das regiões de operação do pH. No caso do nível e da temperatura, o comportamento foi praticamente igual em cada um dos ensaios, o que quer dizer que ambas as variáveis mantiveram um comportamento repetitivo e similar para as diferentes faixas, pelo que se assume um modelo só para estas variáveis.

Tabela 30 - Modelos resultantes da Identificação.

Fonte: Cursor Identificação e Controle. IDENTIFICAÇÃO DA PLANTA PILOTO DE TRATAMENTO DE PH DO LCPI/USP.

Variável Faixa	Nível	Temperatura
2,5<pH<12	$N(z) = \frac{0.0009612 z^{-1} - 0.0007809 z^{-2}}{1 - 1.979 z^{-1} + 0.9788 z^{-2}} \quad T(z) = \frac{0.0002219 z^{-1} - 0.000181 z^{-2}}{1 - 1.991 z^{-1} + 0.9906 z^{-2}}$	
Variável Faixa	pH	
2,5<pH<3,5	$T(z) = \frac{0.002374 z^{-1}}{1 - 0.9976 z^{-1}}$	
3,5<pH<6,5	$T(z) = \frac{0.003741 z^{-1} - 0.003237 z^{-2}}{1 - 1.965 z^{-1} + 0.9659 z^{-2}}$	
6,5<pH<7,5	$T(z) = \frac{0.02083 z^{-1}}{1 - 0.9792 z^{-1}}$	
7,5<pH<10,5	$T(z) = \frac{0.04856 z^{-1}}{1 - 0.9514 z^{-1}}$	
10,5<pH<12	$T(z) = \frac{-0.0206 + 0.05733 z^{-1} - 0.05218 z^{-2} + 0.01548 z^{-3}}{1 - 2.748 z^{-1} + 2.512 z^{-2} - 0.7641 z^{-3}}$	

CAPÍTULO 6

ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

As indústrias normalmente usam estratégias de controle baseadas em controladores PID nos seus processos, pois tem um comportamento adequado para um grande número de aplicações. Entretanto, existem outras opções de controle que podem atender às necessidades do setor industrial e que oferecem a possibilidade de manipular várias malhas de controle por meio de um único sistema, no qual se implementa um controle multivariável que se torna parte de todas as malhas de controle.

A simplicidade e a eficácia dos controladores PID tornaram seu uso difundido na indústria. Nos últimos trinta anos, os controladores PID continuaram a ganhar popularidade. Normalmente, torna-se a primeira escolha de controlador para a maioria das aplicações. Segundo YU (2006) mais de 90% de todas as malhas de controle são do tipo PI/PID, devido à sua popularidade, facilidade de implementação e disponibilidade de hardware e software. Inicialmente negligenciados pela comunidade de pesquisa, os controladores PID recebem atenção até hoje.

Apesar da vasta literatura sobre a sintonia do PID, uma ampla parcela deles é mal ajustada (YU, 2006) e o desempenho ideal nem sempre é atingido. A busca por produtos de alta qualidade, consumo reduzido de energia (combustível e eletricidade), aumento da concorrência no mercado, menor custo e legislação para reduzir a emissão de poluentes na atmosfera, torna imperativo melhorar o desempenho do controle.

Nas últimas décadas do século passado, o controle preditivo baseado em modelo (MPC) passou a receber atenção significativa da indústria e é o único esquema de controle avançado que teve um grande impacto na indústria (MACIEJOWSKI, 2002). O MPC na indústria é tradicionalmente aplicado a processos de grande porte em uma segunda camada de controle, na geração de *set points* para controladores PID. Como o MPC está agora disponível em muitos produtos prontos para uso, ele é uma opção possível ao PID como uma ferramenta de controle para aplicação em sistemas.

O objetivo deste capítulo é avaliar o desempenho de duas estratégias de controle: i) uma estratégia básica usando o controlador PID *Gain Schedule*; ii) uma estratégia avançada usando o controlador MPC/MPC Multimodelos gerando *set points* ótimos para o PID *Gain Schedule*, com critérios de avaliação de desempenho que

permitam avaliar o comportamento de cada uma das estratégias sob as mesmas condições de operação.

6.1 Implementação do controlador PID / PID *Gain Schedule*

Como visto com a obtenção da curva de titulação e no Capítulo 4 e 5, a dinâmica do pH muda em função das regiões de operação do processo. Esse fenômeno já foi descrito ao levantar a curva de titulação na Subseção 2.4.2. É por isso que se usa o controlador PID *Gain Schedule* para compensar as não linearidades, implantando um controlador linear cujos parâmetros variam dependendo das condições de operação. Neste trabalho, em algumas faixas de valores de pH, haverá o uso de controladores PI como discutido na Seção 4.6. Esses controladores serão implementados no SDCD II800xA do fabricante ABB.

Segundo o manual ABB (2015) para a implementação do PID *Gain Schedule*, no seu SDCD, primeiro se deve escolher um sinal de referência que se correlacione bem com as mudanças na dinâmica do processo. O sinal de referência é o sinal pelo qual o controlador muda os ajustes e pode ser escolhido por:

- PV - o sinal do valor do processo;
- MV - o sinal de saída do controlador;
- SP - o sinal do ponto de ajuste ou *set point*;
- Ext. - um sinal externo;
- ε - erro de controle (SP - PV).

e dividido em até cinco faixas, separadas por limites ajustáveis. Esse controlador pode ser usado quando o processo possui dinâmica não linear previsível, variações de tempo ou demandas de mudanças nas condições operacionais.

A função *Gain Schedule* do II800xA não é mais do que uma tabela que contém um conjunto de todos os parâmetros de ajuste do controlador PID para cada uma das faixas. Um conjunto de parâmetros está ativo quando o sinal de referência está dentro da faixa atual. Quando o sinal de referência passa para um valor entre duas faixas do conjunto de parâmetros, o próximo conjunto de parâmetros assume o controle, mas suavizando a mudança de ganhos para evitar saltos na troca dos mesmos.

Como sinais de referência para o chaveamento entre as diferentes sintonias do controle PI *Gain Schedule* e seguindo as recomendações do manual do SDCD usado nesses testes, usam-se a variável do processo (PV) e o *set point* (SP), ambos de pH,

para definir qual oferece um melhor desempenho. Isso significa que no primeiro caso, o chaveamento dos ganhos (K_p e T_i) é realizado pelo valor atual de pH no processo e no outro caso, pelo valor atual do SP. Os ganhos K_p e T_i usados são os da Tabela 27.

Um outro teste é realizado além dos dois anteriores, para ver se realmente essas técnicas de controle têm uma maior vantagem que o uso de um único controlador PI para todas as faixas de pH. Para esse PI agindo sozinho é utilizada a sintonia obtida para o ponto de neutralização, já que este se encontra no meio da curva de titulação. O *set point* do sinal de teste gerado é mudado passando por cada uma das cinco faixas para capturar a dinâmica do pH em todo o espectro de valores possíveis. Este, parte do ponto de neutralização (pH=7), onde fica ali por um curto tempo para logo mudar para a faixa número um, com valor de pH=2,8 e assim sucessivamente, como mostra o sinal na cor azul na parte superior da Figura 24. Em cada uma das regiões se aguarda até o pH atingir o estado estacionário, para logo inserir uma perturbação, provocada pela abertura da válvula do TAS (Tanque de Ácido Secundário), a qual introduz no TR (Tanque Reator) uma vazão adicional de entrada de 50 l/h de solução ácida, representada pela linha azul na parte inferior da Figura 24.

Pretende-se, além de examinar a resposta do controlador em modo servo, pois é variado o *set point* para atingir cada uma das faixas, avaliar também o comportamento do controlador em modo regulatório, ao introduzir uma perturbação com o sistema operando em regime permanente para cada um dos pontos de operação.

Os controladores do nível e da temperatura são postos em automático nos seus *set points*, 65% do TR no caso do nível e 30°C no caso da temperatura, para eliminar possíveis influências que elas possam ter no pH, exibindo-se na parte inferior da Figura 24 com os seus respectivos esforços de controle em cada caso para cada um dos PI de pH testados. Na cor vermelha são vistos todos os controladores PI *Gain Schedule* ao variar a referência de pH pelo valor da PV, na cor amarela quando variando pelo SP atual do pH e na cor roxa quando agindo o PI com uma única sintonia, a de pH=7.

Fazendo uma análise visual da Figura 24, o controlador PI *Gain Schedule* de pH, operando com as referências de SP e de PV na troca dos ganhos, gerou um bom desempenho em ambos os casos, ao ser capaz de seguir o SP sem erro estacionário e rejeitar as perturbações. O efeito destas perturbações é mais visível nas regiões centrais do pH, como se vê na Figura 24, afetando também o nível e a temperatura, mas os controladores das 3 variáveis são capazes de lidar com estas cargas impostas ao sistema. É fácil ver a resposta do controlador frente às perturbações pelo aumento

da MV para tentar eliminar o seu efeito. Nota-se, no caso de um único controlador PI, que na região de $\text{pH}=8,3$ há muita variabilidade, pois os ganhos proporcional e integral nessa faixa são quase a metade dos usados na faixa de $\text{pH}=7$, pelo que ocorre um esforço de controle muito oscilatório, pois o controle de pH nesta zona é muito delicado. Essa inspeção visual indica que o controlador com referência na mudança de parâmetros de sintonia pelo SP gerou um melhor desempenho, mas esses resultados serão analisados estatisticamente, do mesmo modo que foram avaliadas as sintonias dos controladores, baseando-se na resposta transitória e nos índices de desempenho, como na Tabela 31.

Figura 24 - Controle PI *Gain Schedule* de pH com referência variando pela PV e pelo SP com os respectivos controladores de nível e temperatura.

Fonte: Autor.

O efeito dessas perturbações é mais visível nas regiões centrais do pH, como se vê na Figura 24, aonde a PV é mais afetada, mexendo também no nível e na temperatura, mas as três variáveis são capazes de lidar com estas cargas impostas ao sistema. A resposta do controlador frente à inserção das perturbações, pode ser observada pelo aumento da MV, para tentar eliminar o seu efeito. Nota-se, no caso de um único controlador PI, representado pela cor roxa, que a região de $\text{pH} = 8,3$ tem muita variabilidade, pois os ganhos proporcional e integral nessa faixa são quase a metade dos usados na faixa de $\text{pH} = 7$, pelo que ocorre um esforço de controle muito oscilatório, pois o controle de pH nesta zona é muito delicado. Representa-se com uma letra D (Desqualificado) a análise da resposta transitória do controlador nessa região de pH na seguinte tabela. Esta inspeção visual indica que o controlador com referência na mudança de parâmetros de sintonia pelo SP gerou um melhor desempenho, mas analisam-se esses resultados estatisticamente, do mesmo modo que foram avaliadas as sintonias dos controladores, baseando-se na resposta transitória e nos índices de desempenho, como na Tabela 31.

Tabela 31 - Análise da resposta transitória para o controlador PI / PI *Gain Schedule* de pH variando a referência pela PV e pelo SP.

Fonte: Autor.

Referência de mudança de ganhos	SP					PV				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
<i>T_s</i> (Tempo de acomodação) s	734	<u>205</u>	<u>614</u>	<u>183</u>	<u>237</u>	<u>698</u>	616	637	214	420
<i>M_p</i> (Overshoot) %	0	1.5	18.47	37.56	0	0	32.86	11.52	13.56	0
<i>T_s</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>0</u>	336	78	<u>262</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>207</u>	<u>76</u>	276	<u>0</u>
Sobressinal	0	0.361	0.271	0.456	0	0	0.429	0.224	0.425	0
Subsinal	0	0.255	0.286	0.496	0	0	0.253	0.212	0.428	0
Ess (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>
PI sintonia da faixa de pH=7										
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)		(pH= 7)		(pH= 8.3)		(pH= 11)		
<i>T_s</i> (Tempo de acomodação) s	934	741		924		D		557		
<i>M_p</i> (Overshoot) %	0	0		0		D		0		
<i>T_s</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>0</u>	359		103		D		<u>0</u>		
Sobressinal	0	0.603		0.1		D		0		
Subsinal	0	0.369		0.107		D		0		
Ess (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>		<u>0</u>		D		<u>0</u>		

Analisando-se as respostas transitórias como conclusão da tabela anterior, e pondo um maior peso no tempo de acomodação, o controlador PI GS com referência pelo SP teve um melhor desempenho, excluindo a zona de pH=2,8, onde o controlador PI GS com referência pela PV demorou 36 s a menos para atingir o estado estacionário. Nas faixas de pH=7 e pH=8,3 o desempenho dos controladores PI GS foi similar em termos dos tempos de estabilização. O controlador PI com uma única sintonia piorou todos os resultados obtidos pelos controladores adaptativos, além de ser muito oscilatório na região do pH= 8,3, sendo que não chega a estabilizar, pois as oscilações saem da faixa de 5% ao redor do SP.

Como já visto na avaliação das sintonias do pH em modo regulatório na Seção 4.6, o pH nas faixas mais ácida e mais básica é imune às perturbações, pois nessas regiões ele precisa incorporar um volume de ácido ou base maior para variar, efeito que pode ser explicado também ao analisar a curva de titulação na Subseção 2.4.2, onde a posição dessas regiões é praticamente paralela à horizontal. Nas regiões

restantes, exceto na faixa de pH=8,3, o controlador PI GS com mudança de ganhos pela PV obteve melhores tempos de retorno, mostrando que essa forma de troca de sintonia lida melhor com as perturbações, ao retornar mais rapidamente o processo ao ponto de operação.

A inserção de uma vazão adicional de entrada de 50 l/h significa também uma perturbação para o nível e a temperatura, como visto na Figura 24. No caso do nível, se atingem valores máximos e mínimos de $\pm 1\%$ do nível do TR, indicando que é fácil para ele lidar tanto com o distúrbio de uma entrada adicional de fluido no tanque quanto pela vazão de água de resfriamento que injeta a malha de temperatura para manter a temperatura no TR no seu ponto desejado. No caso da temperatura, o sobressinal médio foi de 0,2°C. Os atuadores de nenhuma destas duas variáveis chegam a saturar na rejeição de perturbações, mostrando um bom desempenho do controlador.

Na Tabela 32 expõem-se os índices de cada um dos experimentos avaliando o desempenho do controlador PI *Gain Schedule* de pH. O PI GS com referência pelo SP teve um maior número de índices de desempenho menores, mas não muito diferentes dos obtidos com o controlador com referência pela PV. Assim, baseado na resposta transitória e nos índices de desempenho, o PI GS com referência pelo SP é melhor.

Tabela 32 - Índices de desempenho para o controlador PI *Gain Schedule* de pH variando a referência pela PV e pelo SP.

Fonte: Autor.

	PI GS referência pelo SP	PI GS referência pela PV	PI com sintonia da zona de pH=7
IAE	<u>0.3435</u>	0.3616	0.4833
ISE	<u>0.8252</u>	0.8394	1.2025
ITAE	<u>1920.1</u>	2005.8	2656.4
ITSE	<u>5130.7</u>	5211.1	6961.1
RBEMCE	<u>0.1501</u>	0.1602	0.2398
RBMSECE	1.3543	<u>1.3248</u>	1.5660
Variabilidade	<u>0.2544</u>	0.2562	0.4732

Constata-se que o controle adaptativo com o método *Gain Schedule* é uma boa alternativa para a regulação de processos com comportamento não linear, pois atualiza de forma contínua e automática seus próprios parâmetros, de acordo com as alterações experimentadas pela variável de ajuste ao converter o processo não linear em um processo linear por partes. O uso desse tipo de controlador é útil como um complemento aos controladores PI e PID, nos casos em que é preciso aplicar diferentes controladores à mesma planta ou quando o comportamento não linear da mesma não suporta um único controlador para uma regulação satisfatória. Com esse

controle, o tempo de acomodação do sistema na troca de uma faixa para outra é reduzido a um valor mínimo, onde os distúrbios causados foram corrigidos satisfatoriamente.

6.2 Implementação do controle MPC

Muitas plantas com controladores no nível regulatório não operam corretamente em alguns pontos de operação. Atualmente, a indústria costuma aumentar a automação de processos em outros níveis, para melhorar seu comportamento, incluindo, se possível, técnicas de otimização (CIRRE *et al.*, 2009).

Usando o controle preditivo baseado em modelo, um controle preditivo de supervisão (segunda camada de controle) com restrições foi projetado para a Planta de Tratamento de pH. Nesse caso, o nível inferior (PI *Gain Schedule*) usa a saída gerada pelo nível supervísório (MPC) como SP. A Figura 25 ilustra um diagrama resumido do controle preditivo na segunda camada agindo sobre os controladores PI da planta.

Figura 25 - Diagrama de estratégias de controle.

Fonte: Autor.

O MPC pode ser aplicado em duas variantes, uma delas é usando um modelo único que contenha a menor quantidade de incertezas possíveis para representar o sistema ou, na outra variante, devido à natureza não linear do pH pode ser aplicado, produto da união de vários modelos, um para cada faixa definida pela curva de titulação, conhecido como MPC Multimodelos. Essa opção entre um conjunto predefinido de controladores MPC de modo coordenado, é usada para controlar uma planta não linear em uma ampla gama de condições operacionais.

Trabalhos como os de COSTA *et al.*, (2014) e BELLO, HAMAM e DJOUANI (2014) mostram que as características de uma planta de pH fazem com que um único modelo de previsão não forneça um desempenho ótimo do controlador. A ideia então é criar uma arquitetura multimodelos, em que a planta seja descrita pela união de 5 modelos e que para cada um deles um controlador MPC seja projetado (LAINIOTIS, UPADHYAY e DESHPANDE, 1971). Um mecanismo adaptativo, exposto no Apêndice E é usado para decidir qual controlador deve ser o dominante para uma certa situação da planta. A Figura 26 mostra um diagrama resumido desse mecanismo.

Figura 26 - Diagrama em blocos do mecanismo adaptativo de seleção do melhor modelo para o MPC.

Fonte: Autor.

Baseado nos resultados da Seção 6.1 com a implantação do PI *Gain Schedule* para o pH com o chaveamento dos ganhos ao usar diferentes referências, é trazida essa ideia para o MPC Multimodelos. Duas formas de chaveamento dos modelos e sintonias de cada MPC são aplicadas ao variar de uma faixa para outra. A primeira é tomando como referência o valor do SP e a segunda tomando como referência o valor da variável de processo (PV). Isso significa que se pode selecionar qual MPC estará ativo segundo o valor atual do SP ou da PV.

A implantação do controlador MPC é realizada usando a caixa de ferramentas do Matlab® para controladores preditivos, a qual facilita o projeto e a otimização do controlador, embora seu uso implique em algumas limitações, como a impossibilidade de alterar as referências no transcurso de cada intervalo de amostragem e a impossibilidade de lidar com modelos não lineares, fato que não afeta o projeto, pois o modelo do pH é composto pela união de cinco modelos lineares, gerando um modelo linear por partes. Esse MPC do Matlab®, através de uma função objetivo, minimiza a

diferença entre as PVs de nível, temperatura e pH no interior do TR e uma referência constante (*set points* de cada uma dessas variáveis), definindo os valores de referência otimizados de nível, temperatura e pH para os controladores PI. As variáveis manipuladas destes MPCs são esses *set points* otimizados das malhas de controle de nível, temperatura e pH. Como variáveis de saída do processo tem-se as PVs de nível, temperatura e pH e como variáveis de entrada os SP dessas três variáveis, gerados pelo MPC.

Conforme já explicado, todo controlador preditivo precisa de um modelo do sistema com o qual as previsões são realizadas. Esses modelos já foram obtidos e expostos no Capítulo 5 e são divididos para seu uso em pré-modelos obtidos com sinais de excitação do tipo degrau e em modelos com sinais de excitação do tipo GBN.

As restrições se aplicam a todas as variáveis manipuladas e controladas. Além disso, restrições nos incrementos (*rate*) dessas MV também podem ser impostas. Exibem-se na Tabela 33 as restrições usadas no MPC Multimodelos para cada uma das variáveis expressas nas respectivas unidades de medição: % para a MV e a PV de nível, °C para a PV e a MV de temperatura e unidades de pH para a PV e a MV de pH.

Tabela 33 - Restrições para o MPC 3x3 (nível/temperatura/pH).

Fonte: Autor.

Variável	PV Máxima	PV Mínima	MV Máxima	MV Mínima	Variação Máxima da MV	Variação Mínima da MV
Nível (%)	85	45	100	0	15	-15
Temperatura (°C)	50	20	0	45	5	-5
pH	14	0	14	0	3	-3

No caso da escolha da restrição da PV para o nível, a temperatura e o pH, essas vão coincidir com os limites de operação definidos na Seção 2.5 onde foram estabelecidas as especificações da planta. Para a escolha dos valores das MVs, usam-se os valores máximos e mínimos que, em teoria, seriam alcançados por cada uma das variáveis, sem pôr em risco a operação do sistema e como variação máxima e mínima destas variáveis manipuladas (*rate*) em cada intervalo de amostragem escolhe-se 15% para o nível, 5°C para a temperatura e 3 unidades de pH para o pH.

A atribuição dos pesos e dos horizontes de predição e controle foi realizado por médio de simulações, empregando os modelos obtidos no Capítulo 5 e usando as recomendações para sintonias contidas no Apêndice D. O ajuste fino foi realizado individualmente para cada modelo em sua faixa de operação na planta real. Assim, definem-se na Tabela 34 os sinais considerados como entrada, saída e variáveis

manipuladas com os seus respectivos pesos para cada pré-modelo e modelo empregado, além dos horizontes de predição e controle utilizados.

Tabela 34 - Parâmetros de sintonia do controlador MPC.

Fonte: Autor.

	<i>Variável</i>	<i>Horizonte de Predição (Hp)</i>	<i>Horizonte de Controle (Hc)</i>	<i>Peso da Entrada (SP)</i>	<i>Peso da Saída (PV)</i>	<i>Peso da variação da Variável Manipulada (MV)</i>	<i>Ponto de Operação</i>
Pré-modelos	Nível	60	10	0	0.7	0.3	65
	Temperatura	60	10	0	0.2	0.8	30
	2,5<pH<3,5	60	10	0	0.7	0.3	2.8
	3,5<pH<6,5	60	10	0	0.6	0.4	6
	6,5<pH<7,5	60	10	0	0.6	0.4	7
	7,5<pH<10,5	60	10	0	0.6	0.4	8.3
	10,5<pH<12	60	10	0	0.7	0.3	11.4
Modelos	Nível	60	10	0	0.7	0.3	65
	Temperatura	60	10	0	0.2	0.8	30
	2.5<pH<3.5	60	10	0	0.2	0.8	2.8
	3.5<pH<6.5	60	10	0	0.3	0.7	6
	6.5<pH<7.5	60	10	0	0.4	0.6	7
	7.5<pH<10.5	60	10	0	0.6	0.4	8.3
	10.5<pH<12	60	10	0	0.7	0.3	11.4

Uma vez definidos todos os pontos necessários para projetar controladores preditivos gerando SP ótimos para o PI GS, o próximo passo é implantá-lo. Como proposto no início deste capítulo, é usar um MPC Multimodelos em uma primeira fase, devido à natureza não linear do pH, aonde cada modelo descreve o comportamento linear de cada uma das 5 faixas desta variável. Na segunda fase usa-se cada um desses modelos em separado para descrever o sistema como um todo por um modelo só, o que permitirá verificar a necessidade ou não da implantação do MPC Multimodelos.

O problema a resolver agora é a seleção das referências de chaveamento, tanto para o controlador MPC Multimodelos como para o PI GS, ainda que esse último já tenha sido avaliado antes, pois pode ser que o funcionamento do controle como um todo não gere os mesmos resultados. Por esse motivo serão avaliadas quatro combinações de referências de troca de sintonia no caso do PI *Gain Schedule* e de troca de sintonia e modelo no caso do MPC Multimodelos para os dois controladores, como se segue: *SP-PV / SP-SP / PV-SP / PV-PV*, onde o primeiro termo se refere ao PID e o segundo ao MPC.

6.2.1 Uso dos Pré-Modelos na implementação do controle MPC Multimodelos (MM)

No teste dos pré-modelos na planta, se usam as sintonias dos pré-modelos da Tabela 34 para os controladores MPC, assim como de cada uma das combinações possíveis de referência para ambos os controladores. Na Figura 27 se exhibe o resultado desses experimentos, avaliando-se o comportamento de cada uma das variáveis envolvidas.

Figura 27 (parte 1) - Controle PI Gain Schedule / MPC Multimodelos com os pré-modelos de pH com referência variando pelo: SP-SP (A), SP-PV (B).

Fonte: Autor.

C

D

Figura 27 (Parte 2) - Controle PI Gain Schedule / MPC Multimodelos com os pré-modelos de pH com referência variando pelo: PV-PV (C) e PV-SP (D).

Fonte: Autor.

Similar ao experimento realizado para avaliar o PI *Gain Schedule*, o *set point* é mudado, passando por cada uma das cinco faixas, para capturar a dinâmica do pH em todo o espectro de valores possíveis, o qual parte do ponto neutro ($\text{pH}=7$), onde fica por um pequeno tempo para logo mudar para a primeira faixa, com valor de $\text{pH}= 2,8$, e assim sucessivamente, como ilustra o sinal de cor azul na parte superior de cada gráfico na Figura 27. Em cada uma das faixas se aguarda até a variável alcançar o estado estacionário para inserir uma perturbação, provocada pela abertura da válvula do TAS, que introduz no TR uma vazão adicional de 50 l/h de solução ácida.

Variando-se ambos os ganhos com referência pelo SP, nota-se no caso do MPC MM e do PID, Figura 27(A), que quando muda o SP ótimo vindo do MPC MM para o PID, mesmo com mudanças pequenas, há um esforço de controle com muita variabilidade na zona relativa ao $\text{pH}=2,8$, pois os ganhos do PID GS são elevados e chaveados pelo valor atual do SP; o qual vai ser o SP ótimo oriundo do MPC e que é recalculado a cada 60 s para sua otimização, fazendo com que a saída do controlador PI varie devido a esta mudança do SP. A perturbação afeta as três variáveis controladas, mas não igualmente, pois a temperatura é praticamente imune a perturbações desta magnitude. O efeito da perturbação no pH é igual que no caso do PID GS e é mais visível nas regiões centrais, onde a PV é mais afetada, vendo-se em todos os casos e em todas as variáveis um aumento da MV, para eliminar o seu efeito.

Um outro fenômeno que se percebe, mesmo nos modelos obtidos pela resposta ao degrau para a planta sendo desacoplados entre si, pois foram reamostrados para 60 s, é a relação que o MPC faz entre as três variáveis para tentar chegar mais rápido nos estados estáveis. Verifica-se que quando o SP do pH aumenta, observa-se um aumento no SP otimizado do nível e uma diminuição no SP otimizado da temperatura e vice-versa. No caso da introdução de uma perturbação ocorre algo similar, pois um distúrbio no pH faz com que a PV de pH diminua, em compensação o MPC manda aumentar o nível e diminuir a temperatura; ocorrendo efeito inverso quando este distúrbio desaparece, pois o sistema tenta voltar a seu estado estacionário.

Na Figura 28 exibe-se a resposta dos controladores de pH anteriormente ilustrados em um único gráfico para uma melhor comparação. A resposta do pH foi boa e similar às anteriores, pelo que uma análise estatística é realizada para avaliar estes resultados, como visto na

Tabela 35.

Figura 28 – Variável de processo pH para MPCs Multimodelos gerados com os pré-modelos.

Fonte: Autor.

Tabela 35 - Análise da resposta transitória para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC Multimodelos com os pré-modelos de pH variando as referências pelas combinações de SP e PV.

Fonte: Autor.

Referências (PI GS/ MPC MM)		SP-SP					SP-PV				
Faixa		(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) s		1044	<u>397</u>	711	<u>214</u>	<u>448</u>	<u>424</u>	512	786	241	669
<i>Mp</i> (Overshoot) %		0	0	18.37	17.69	6.7	2	0	7.18	18.82	10.37
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) s		<u>0</u>	301	70	157	<u>0</u>	<u>0</u>	286	77	191	<u>0</u>
Sobressinal		0	0.381	0.224	0.377	0	0	0.435	0.266	0.382	0
Subsinal		0	0.218	0.207	0.412	0	0	0.229	0.265	0.269	0
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)		<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>
Referências (PI GS/ MPC MM)		PV-PV					PV-SP				
Faixa		(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) s		1043	574	787	309	671	559	497	<u>710</u>	240	522
<i>Mp</i> (Overshoot) %		0	73.5	0	10.13	10	0	50.9	18.9	2	1.85
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) s		<u>0</u>	<u>249</u>	251	<u>105</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	258	<u>69</u>	165	<u>0</u>
Sobressinal		0	0.436	0.367	0.414	0	0	0.308	0.245	0.367	0
Subsinal		0	0.224	0	0.423	0	0	0.239	0.239	0.47	0
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)		<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

Quanto às respostas transitórias, priorizando o tempo de acomodação, o controlador PI *Gain Schedule* em conjunto com o MPC MM gerando SP ótimos com referência de mudança SP-SP, foi quem obteve a resposta mais rápida, exceto na zona de pH = 2,8 pelo elevado e variado esforço de controle. Com relação à rejeição das perturbações, do ponto de vista do tempo de retorno do sistema ao estado estacionário, o controlador PI *Gain Schedule* em conjunto com o MPC MM gerando SP ótimos para os PI GS com referência de mudança PV-PV, foi quem gerou tempos de resposta menores. Nestes experimentos o comportamento do pH na faixa mais ácida com pH = 2,8 e na mais básica, pH = 11,4, continua praticamente imune ao efeito das perturbações.

Para o emprego de outros critérios de avaliação, utilizam-se também no caso os índices de desempenho, como mostrados na Tabela 36.

Tabela 36 - Índices de desempenho para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC Multimodelos com os pré-modelos de pH variando as referências pelas combinações de SP e PV.

Fonte: Autor.

Referências (PI GS/ MPC MM)	pH SP-SP	pH SP-PV	pH PV-PV	pH PV-SP
IAE	0,4081	<u>0,3674</u>	0,5024	0,3754
ISE	0,9568	<u>0,8894</u>	1,2663	0,9104
ITAE	<u>2122,7</u>	2162,7	2758,2	2184,6
ITSE	<u>5663,9</u>	5665,5	7505,8	5798,2
RBEMCE	0,1917	<u>0,1106</u>	0,2243	0,1547
RBMSEMCE	0,9568	<u>0,8895</u>	1,2663	0,9105
Variabilidade	0,2723	<u>0,2665</u>	0,3119	0,2670

De forma geral, os índices de desempenho são bastante parecidos, com variações mínimas entre os controladores. Do ponto de vista econômico, pela poupança de reagentes e um menor esforço de controle dos atuadores para estender sua vida útil, escolhe-se o esquema de controle MPC Multimodelos com mudança de modelos pelo PV para gerar SP ótimos para o controlador PI *Gain Schedule*, este último com variação dos ganhos pelo valor atual do SP no processo. Para cada aspecto da avaliação, foram encontradas combinações diferentes de controladores. Pelo tempo de acomodação a dupla com referência SP-SP, pelo tempo de rejeição das perturbações a combinação PV-PV e pelos índices de desempenho os que utilizam referência SP-PV.

Busca-se achar uma combinação que seja boa para seguir o *set point* e para rejeitar perturbações. Há uma, que mesmo não se destacando em nenhum aspecto, tem bons resultados em todos os pontos avaliados, que é o controlador PI *Gain Schedule* em conjunto com o MPC MM gerando SP ótimos para os PI GS com referência de mudança PV-SP, então esta é a escolhida como melhor opção no uso dos pré-modelos.

6.2.2 Uso dos Modelos na implementação do controle MPC Multimodelos com a sintonia dos Pré Modelos

Neste caso, um novo teste é realizado tentando achar diferenças nas respostas do processo ante pequenas mudanças nos controladores. O principal objetivo é utilizar o mesmo sinal de teste usado até o momento em conjunto com a sintonia aplicada anteriormente aos MPC MM, baseada nos modelos ao degrau, mas empregando então os modelos obtidos com o sinal GBN. Estes parâmetros de sintonia encontram-se resumidos na Tabela 34 e os modelos achados pela startup Cursor no Capítulo 5.

Na Figura 29 se mostra o resultado deste experimento, onde foi usado o PID *Gain Schedule* com referência de mudança de sintonia pela PV e o MPC Multimodelos com referência de mudança de modelos pelo SP, pois foi o controlador com melhor desempenho entre todos os MPC MM que usavam os pré-modelos na sua predição. Na parte superior da Figura 29 se observa o comportamento obtido ao longo do tempo do pH e, na parte inferior, o do nível e da temperatura. De forma geral, há um bom desempenho e um comportamento semelhante aos outros testes realizados até agora, manifestando todos os fenômenos de correlação de SP otimizados descritos na seção anterior, mesmo usando modelos desacoplados.

Na Tabela 37 se mostram os resultados das análises da resposta transitória para esse controlador, assim como seus respectivos índices de desempenho. Esses serão utilizados na análise dos resultados posteriormente, para avaliar a influência da sintonia nos MPC, pois procura-se entender, no caso da sintonia dos controladores MPC, a influência de uma sintonia apropriada para cada modelo, independentemente se foram obtidos com sinais de pré-teste ou de teste.

Figura 29 - Controle PI Gain Schedule de pH / MPC Multimodelos com os modelos de pH e com referência variando pelo: PV-SP e usando a sintonia dos pré-modelos.

Fonte: Autor.

Tabela 37 - Análise da resposta transitória para os controladores PI GS / MPC MM (modelos obtidos com sinal GBN e sintonia ao degrau) de pH com referências SP / PV.

Fonte: Autor.

	(pH= 2,8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8,3)	(pH= 11,4)
Faixa	851	451	689	237	542
Ts (Tempo de acomodação) segundos	16.52	63.4	14	8	1.85
Mp (Overshoot) %	0	61	68	122	0
Ts (Tempo de Retorno) segundos	0	0.413	0.209	0.356	0
Sobressinal	0	0.239	0.207	0.433	0
Subsinal	0	0	0	0	0

As perturbações são aplicadas com esse controlador ativo para as três variáveis. Os efeitos da introdução das mesmas, igual ao que ocorre no caso do PID GS e do MPC MM/ PID GS para o pH, se fazem mais visíveis nas regiões centrais, aonde a PV é mais afetada, vendo-se em todos os casos um aumento da MV para tentar eliminar o efeito destas perturbações. Na Tabela 38 se mostram os índices de desempenho deste controlador para uma posterior comparação com outros controladores utilizados.

Tabela 38 - Índices de desempenho para os controladores PI GS / MPC MM (modelos obtidos com sinal GBN e sintonia ao degrau) de pH com referências SP / PV.

Fonte: Autor.

	<i>pH PV-SP</i>
<i>IAE</i>	0,4051
<i>ISE</i>	1,0008
<i>ITAE</i>	2216,6
<i>ITSE</i>	6078,6
<i>RBEMCE</i>	0,1882
<i>RBMSEMCE</i>	1,0009
<i>Variabilidade</i>	0,2786

6.2.3 Uso dos Modelos na implementação do controle MPC Multimodelos

A última implementação do controlador MPC Multimodelos é usando os modelos obtidos pelo sinal GBN e com a sintonia obtidas para esses MPC de forma individual. Visando fazer uma avaliação justa, se faz uso do mesmo *set point* de pH usado até o momento e mantendo o SP de nível e de temperatura nos seus pontos de operação. A Figura 30 ilustra esses resultados ao aplicar as quatro combinações de referência de mudança de sintonia e modelo, como no caso do uso dos pré-modelos na implementação do MPC Multimodelos na Subseção 6.2.1.

Figura 30 (parte 1) - Controle PI *Gain Schedule* / MPC Multimodelos com os modelos de pH com referência variando pelo: SP-SP (A), SP-PV (B).

Fonte: Autor.

Igual ao que aconteceu quando no uso da referência de mudança de sintonia e modelo pelo SP, tanto para o PID GS quanto para o MPC MM com os pré-modelos, nesse novo teste com os modelos obtidos pelo sinal GBN e nesse caso em particular, há um esforço de controle com muita variabilidade na zona do pH=2,8. Como explicado anteriormente, esse fenômeno ocorre pelo elevado ganho proporcional do controlador PI nessa faixa, que faz com que qualquer mudança no SP da malha de pH, proveniente da saída do MPC, por mínima que seja, produza uma variação elevada na saída do controlador PI, como vista na parte superior da Figura 30 (A).

Figura 30 (parte 2) - Controle PI Gain Schedule / MPC Multimodelos com os modelos de pH com referência variando pelo: PV-PV (C) e PV-SP (D).

Fonte: Autor.

Nesses experimentos, a temperatura continua sendo pouco afetada pelas perturbações, as quais se manifestam principalmente nas regiões centrais do pH.

No caso do MPC Multimodelos usando os modelos obtidos com o sinal GBN, ele continua fazendo uma correlação entre eles, mesmo sendo modelos desacoplados ao serem reamostrados para 60 segundos, mostrando um aumento no SP otimizado de temperatura quando se busca diminuir o pH, assim como uma diminuição no SP otimizado de nível na mesma situação que a anterior e vice-versa.

Exibe-se na Tabela 39 a análise da resposta transitória para cada um dos quatro casos testados.

Tabela 39 - Análise da resposta transitória para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC Multimodelos com os modelos de pH variando as referências pelas combinações de SP e PV.

Fonte: Autor.

Referências (PI GS/ MPC MM)		SP-SP					SP-PV				
Faixa		(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) segundos		1026	534	679	412	224	419	671	762	350	263
<i>Mp</i> (Overshoot) %		0	0	13.5	31.86	8.51	1.75	0	8	33.26	12.6
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos		<u>0</u>	226	78	91	<u>0</u>	<u>0</u>	229	80	108	<u>0</u>
Sobressinal		0	0.392	0.224	0.388	0	0	0.334	0.224	0.324	0
Subsinal		0	0.234	0.202	0.48	0	0	0.224	0.187	0.37	0
Ess (Erro de estado estacionário)		<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>
Referências (PI GS/ MPC MM)		PV-PV					PV-SP				
Faixa		(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) segundos		717	660	748	363	276	470	100	641	245	207
<i>Mp</i> (Overshoot) %		0	0	9	38.73	11.85	3.3	2.7	15.35	13.56	2.96
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos		<u>0</u>	182	71	86	<u>0</u>	<u>0</u>	126	68	91	<u>0</u>
Sobressinal		0	0.455	0.219	0.409	0	0	0.303	0.23	0.351	0
Subsinal		0	0.208	0.165	0.401	0	0	0.224	0.276	0.391	0
Ess (Erro de estado estacionário)		<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

Na Figura 31 colocam-se todas as respostas dos controladores em um único gráfico, para uma melhor comparação. Todos os controladores geraram uma resposta transitória satisfatória ao alcançar o estado estacionário em cada uma das regiões, pelo que o erro estacionário é nulo em todos os casos. A rejeição às perturbações também foi um fator importante, mostrando a capacidade de lidar com cargas no sistema.

Figura 31 - Variável de processo pH para MPCs Multimodelos gerados com os modelos com sinal GBN.

Fonte: Autor.

É priorizado o tempo de acomodação, destacando-se o controlador PID GS em conjunto com o MPC MM trabalhando com referência PV-SP, ao obter o menor tempo na maioria dos pontos, só superado na faixa ácida ($\text{pH}=2,8$) pelo conjunto de controladores que trabalha com referência SP-PV. No caso da perturbação provocada pela introdução de uma vazão adicional de entrada de 50 l/h, a qual também representa uma carga para o nível e a temperatura, como visto nas Figura 30 e 31; o controlador de pH que obteve um menor tempo de retorno para o estado estacionário na eliminação da perturbação foi a dupla PID GS com MPC MM com referências PV-SP.

Na Tabela 40 expõem-se os índices de desempenho referentes a cada um destes controladores de pH e suas possíveis combinações.

Tabela 40 - Índices de desempenho para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC Multimodelos com os modelos de pH variando as referências pelas combinações de SP e PV.

Fonte: Autor.

	<i>pH SP-SP</i>	<i>pH SP-PV</i>	<i>pH PV-PV</i>	<i>pH PV-SP</i>
IAE	0,4162	0,4070	0,4246	<u>0,3509</u>
ISE	0,9857	0,9742	1,0319	<u>0,9109</u>
ITAE	2259,4	2392,1	2408,6	<u>2054,5</u>
ITSE	6012,4	6284,1	6407,1	<u>5727,3</u>
RBEMCE	0,1752	0,1239	0,1639	<u>0,1488</u>
RBMSEMCE	0,9857	0,9743	1,0319	<u>0,9109</u>
Variabilidade	0,2770	0,2774	0,2839	<u>0,2673</u>

Analisando a Tabela 40, a última estratégia testada se destaca das demais em todos os indicadores. No caso dos índices de desempenho, igual ao que ocorreu na análise da resposta transitória, o esquema de controle MPC Multimodelos com mudança de modelos e sintonias pelo SP associado ao PI *Gain Schedule*, este último com variação dos ganhos pelo valor atual da PV no processo, foi o esquema que obteve os melhores resultados quando comparado com as outras três combinações usadas, pelo que se escolhe esta como a melhor opção no uso dos modelos no MPC Multimodelos.

6.2.4 MPC gerados com os Pré-modelos

Devido à melhoria demonstrada na Seção 6.1 pelo uso de técnicas que linearizam uma planta não linear, decidiu-se utilizar nas seções anteriores o MPC Multimodelos, mas será que realmente é necessária a implementação desta técnica de controle? Nesta subseção e na seguinte, aplica-se um único modelo ao controlador MPC que atua na segunda camada de controle como gerador de *set points* ótimos.

Quando operando em conjunto o MPC Multimodelos com o PID GS, o PID mudando as sintonias pelo valor atual da PV obteve melhores resultados que quando muda os ganhos pelo valor atual do SP. Esta observação faz com que ao implantar um modelo único para representar a planta, se use na camada inferior o PI GS trocando os ganhos pelo valor da variável de processo PV, que é o valor do pH no tanque reator.

A seguir se mostram os resultados obtidos dos experimentos realizados ao aplicar um único modelo aplicado ao MPC para gerar SP ótimos, começando pelo pré-modelo do pH = 2,8 na Figura 32(A) e assim sucessivamente, até o pré-modelo do pH=11,4 Figura 32(E). Observa-se que os pré-modelos de pH = 2,8 e pH = 11,4 provocam sobressinais elevados nas faixas centrais. Este fato é fácil de explicar, pois esses modelos representam os extremos da curva de titulação, os quais têm uma inclinação praticamente horizontal, pelo que não simulam a dinâmica do processo nas faixas centrais.

A

B

Figura 32 (parte 1) - Controle PI Gain Schedule / MPC com os pré-modelos de pH: pH=2.8 (A), pH=6 (B).

Fonte: Autor.

Figura 32 (parte 2) - Controle PI Gain Schedule / MPC com os pré-modelos de pH: pH=7 (C), pH=8.3 (D).

Fonte: Autor.

E

Figura 32 (Parte 3) - Controle PI Gain Schedule / MPC com os pré-modelos de pH: pH=11.4 (E).

Fonte: Autor.

Exibem-se na Figura 33 todas as respostas do pH para uma melhor avaliação. Na Tabela 41 analisa-se a resposta transitória de cada um destes controladores.

Figura 33 - Variável de processo pH para MPCs gerados com os pré-modelos.

Fonte: Autor.

Tabela 41 - Análise da resposta transitória para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC com cada pré-modelo de pH representando a dinâmica da planta.

Fonte: Autor.

Referências (PI GS/ MPC MM)	MPC-2,8					MPC-6				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
Ts (Tempo de acomodação) segundos	551	659	708	468	475	535	500	659	237	339
Mp (Overshoot) %	0	142	21.37	74.78	2.6	0	55.7	13.62	10.6	0
Ts (Tempo de Retorno) segundos	0	300	77	205	0	0	298	72	161	0
Sobressinal	0	0.329	0.235	0.34	0	0	0.344	0.23	0.388	0
Subsinal	0	0.239	0.207	0.433	0	0	0.218	0.244	0.449	0
Ess (Erro de estado estacionário)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Referências (PI GS/ MPC MM)	MPC-7					MPC-8,3				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
Ts (Tempo de acomodação) segundos	453	439	730	276	424	555	589	683	234	479
Mp (Overshoot) %	0	63.2	19.15	18.4	6.15	0	45.5	13.1	1.7	0
Ts (Tempo de Retorno) segundos	0	250	84	231	0	0	397	74	152	0
Sobressinal	0	0.523	0.245	0.372	0	0	0.577	0.219	0.398	0
Subsinal	0	0.213	0.234	0.438	0	0	0.218	0.202	0.47	0
Ess (Erro de estado estacionário)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MPC-11,4									
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)					
Ts (Tempo de acomodação) segundos	787	825	774	501	494					
Mp (Overshoot) %	0	118.9	23.75	87.82	1.5					
Ts (Tempo de Retorno) segundos	0	221	82	208	0					
Sobressinal	0	0.324	0.209	0.345	0					
Subsinal	0	0.261	0.259	0.37	0					
Ess (Erro de estado estacionário)	0	0	0	0	0					

O único modelo que realmente se destaca nas faixas para as que foi construído é o modelo do pH=8,3, o qual obteve os melhores tempos de acomodação e retorno ao seu ponto de operação. Os restantes tempos ficam muito dispersos e com variações significativas entre eles, devido às incertezas de cada modelo. Na Tabela 42 analisam-se os índices de desempenho para cada um destes controladores.

Tabela 42 - Índices de desempenho para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC com os pré-modelos de pH.

Fonte: Autor.

<i>Referências (PI GS/ MPC MM)</i>	<i>MPC-2,8</i>	<i>MPC-6</i>	<i>MPC-7</i>	<i>MPC-8,3</i>	<i>MPC-11,4</i>
<i>IAE</i>	0.5121	<u>0.3777</u>	0.3839	0.3898	0.4790
<i>ISE</i>	1.3512	<u>0.9364</u>	0.9840	0.9640	1.1575
<i>ITAE</i>	2613.8	<u>2156.6</u>	2205.1	2227.4	2547.8
<i>ITSE</i>	7023.1	<u>5885.9</u>	6021.8	6042.6	6594.8
<i>RBEMCE</i>	0.2711	0.1432	0.1658	<u>0.1381</u>	0.2603
<i>RBMSEMCE</i>	1.3512	<u>0.9365</u>	0.9840	0.9641	1.1575
<i>Variabilidade</i>	0.3201	<u>0.2712</u>	0.2772	0.2754	0.2967

Segundo os resultados destes índices, o pré-modelo em torno da região de pH= 6 é o que apresenta menor erro, assim como menor esforço de controle, pelo que por estes índices poderia se dizer que é o melhor pré-modelo no controle MPC para uma representação linear do pH como um todo. Os tempos de acomodação e de retorno de todos os pré-modelos relativos às faixas centrais estão muito próximos, pelo que se for para escolher um único modelo para o MPC, se escolheria o pré-modelo de pH = 6.

6.2.5 MPC gerados com os Modelos

Utilizando a mesma filosofia do caso anterior, emprega-se a combinação de MPC e PID GS, só que agora projetados com os modelos obtidos, e o PI GS muda os seus ganhos pelo valor da variável de processo. A seguir se mostram os resultados obtidos dos experimentos realizados ao aplicar um único modelo para gerar SP ótimos, começando pelo modelo do pH = 2,8 na Figura 34 (A) e assim sucessivamente até o modelo do pH = 11,4 na Figura 34(E).

Em uma primeira análise observa-se que quando utilizado o modelo de pH = 3 na faixa de pH = 7, não se consegue alcançar o estado estacionário antes da introdução da perturbação, pois realmente esse modelo não é projetado para essa faixa. O modelo de pH = 11,4 provoca sobressinais elevados nas faixas centrais. Esses fatos ocorrem, como explicados anteriormente, pela inclinação quase horizontal da curva de titulação nas faixas dos extremos, pelo que os modelos não representam a dinâmica do processo nas regiões centrais.

A

B

Figura 34 (parte 1) - Controle PI *Gain Schedule* / MPC com os modelos de pH: pH=2,8 (A) e pH=6 (B).

Fonte: Autor.

C

D

Figura 34 (Parte 2) - Controle PI Gain Schedule / MPC com os modelos de pH: pH=7 (C) e pH=8,3 (D).

Fonte: Autor.

Figura 34 (Parte 3) - Controle PI Gain Schedule / MPC com os modelos de pH: pH=11,4 (E).

Fonte: Autor

A seguir analisa-se a resposta transitória de cada um dos controladores, como visto na Figura 35 e na Tabela 43 analisa-se a resposta transitória de cada um deles. O primeiro caso, referente ao MPC que representa a planta com o modelo do pH=2,8 é automaticamente desqualificado, ao não conseguir alcançar o estado estacionário na faixa de pH = 7 antes da introdução da perturbação. Nos controladores restantes, o comportamento foi similar entre eles, devido à proximidade dos tempos de acomodação pela mudança de referência e de retorno, produto das perturbações.

Figura 35 - Variável de processo pH para MPCs gerados com os modelos usando o sinal GBN.

Fonte: Autor.

Tabela 43 - Análise da resposta transitória para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC com cada modelo de pH representando a dinâmica da planta.

Fonte: Autor.

Referências (PI GS/ MPC MM)	MPC-2,8					MPC-6				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) segundos	564	995	∅	907	939	527	625	688	456	407
<i>Mp</i> (Overshoot) %	0	8.7	∅	6.95	5.5	0	15.5	13.62	0	0
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos	0	84	∅	82	0	<u>0</u>	170	<u>65</u>	158	<u>0</u>
Sobressinal	0	0.329	∅	0.254	0	0	0.45	0.219	0.393	0
Subsinal	0	0.179	∅	0.333	0	0	0.224	0.222	0.412	0
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	0	0	0.274	0	0	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

Referências (PI GS/ MPC MM)	MPC-7					MPC-8,3				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) segundos	<u>478</u>	554	<u>666</u>	338	323	551	<u>541</u>	697	<u>337</u>	323
<i>Mp</i> (Overshoot) %	6.64	31.3	16.52	7.8	3.9	0	29.9	10.72	0	3.94
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>0</u>	<u>166</u>	70	<u>152</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	279	0	178	<u>0</u>
Sobressinal	0	0.319	0.219	0.288	0	0	0.403	0	0.361	0
Subsinal	0	0.218	0.222	0.317	0	0	0.213	0	0.376	0
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

	MPC-11,4				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) segundos	1154	779	710	738	<u>209</u>
<i>Mp</i> (Overshoot) %	0	148.7	30.58	98.26	4.3
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>0</u>	330	71	212	<u>0</u>
Sobressinal	0	0.519	0.235	0.393	0
Subsinal	0	0.255	0.228	0.375	0
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

Na Tabela 44 analisam-se os índices de desempenho para cada controlador.

Tabela 44 - Índices de desempenho para os controladores PI *Gain Schedule* / MPC com os modelos de pH.

Fonte: Autor.

Referências (PI GS/ MPC MM)	MPC-2,8	MPC-6	MPC-7	MPC-8,3	MPC-11,4
IAE	0.4541	0.4121	<u>0.3690</u>	0.4036	0.5898
ISE	1.0322	1.0236	<u>0.9181</u>	1.0275	1.4783
ITAE	2622.9	2365.5	<u>2167.8</u>	2295.1	2756.6
ITSE	6349.8	6363.6	<u>5925.1</u>	6351.6	7149.5
RBEMCE	0.1117	<u>0.1337</u>	0.1421	0.1554	0.33
RBMSEMCE	1.0322	1.0237	<u>0.9181</u>	1.0276	1.4783
Variabilidade	0.2860	0.2840	<u>0.2686</u>	0.2836	0.3321

Segundo os resultados desses índices de desempenhos para os controladores MPC projetados com os modelos obtidos pelo sinal GBN, o modelo em torno da região de pH = 7 é o que apresenta menor erro, assim como menor esforço de controle, pelo que por esses índices poderia se dizer que é o modelo com melhor desempenho no controle MPC para uma representação linear do pH como um todo. Os tempos de acomodação e de retorno de todos os modelos centrais estão muito próximos, pelo que se for para escolher um único modelo para o MPC, se escolheria o modelo de pH = 7.

6.2.6 Uso de um único modelo e um único controlador PI

O assunto tratado nesta subseção é o efeito que causa no controle do pH o uso de uma única sintonia para o PI da primeira camada de controle e um único modelo para o MPC da segunda camada. Na Seção 6.1 foi testado um único controlador PID no controle do pH, mesmo com a vasta literatura que existe, aonde se mostra que essa variável é não linear, pelo que é melhor implementar um controlador adaptativo ou avançado. Nessa subseção mostra-se que realmente o uso de um controle adaptativo é melhor do que o PI puro, pois há uma faixa de pH onde a sintonia usada fazia oscilar muito a PV em torno do ponto de operação e, de forma geral, os tempos de acomodação do sistema ficavam piores que quando utilizado o controle adaptativo.

A ideia é então ver se o MPC consegue eliminar este efeito da variável de processo ao gerar um SP otimizado de pH. Na Figura 36 compara-se a saída da malha de pH usando um único controlador PI, mas com duas camadas de controle, aonde a sintonia usada é a obtida no Capítulo 4 para a faixa central de pH (pH=7) e o modelo utilizado é aquele gerado com sinal GBN para esta faixa. Na Figura 36 se nota que o MPC gerando *set point* ótimo para o PID melhora os tempos de acomodação do sistema quando comparado com o PI agindo sozinho.

Figura 36 - Controle PI de pH com sintonia da faixa de pH=7 comparado com o controle PI de pH com a mesma sintonia, recebendo set point ótimo do MPC gerado com o modelo de pH=7.

Fonte: Autor.

Na Tabela 45 apresentam-se estes indicadores para uma melhor análise.

Tabela 45 - Análise da resposta transitória para o controlador PI / MPC-PI com sintonia e modelo da faixa de pH=7.

Fonte: Autor.

Referência de mudança de ganhos	SP					PV				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) segundos	934	741	924	D	557	<u>671</u>	<u>475</u>	<u>881</u>	D	<u>489</u>
<i>Mp</i> (Overshoot) %	0	0	0	D	0	0	0.3	0	D	0
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) s	<u>0</u>	359	103	D	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>331</u>	<u>98</u>	D	<u>0</u>
<i>Sobressinal</i>	0	0.603	0.1	D	0	0	0.332	0.1	D	0
<i>Subsinal</i>	0	0.369	0.107	D	0	0	0.320	0.1	D	0
<i>Ess</i> (Erro de estado estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	D	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	D	<u>0</u>

É possível notar que nas zonas em que o PI consegue controlar, os indicadores da resposta transitória e os da rejeição às perturbações melhoram, quando gerados set points ótimos para este controlador. No caso da faixa de pH=8,3, aonde o PI não consegue controlar devido às oscilações do sistema, o MPC piora a variável de processo ao aumentar a amplitude destas oscilações, na tentativa de eliminá-las. Falta ver se acontece o mesmo com os índices de desempenho.

Tabela 46 - Índices de desempenho para o controlador PI / MPC-PI com sintonia e modelo da faixa de pH=7.

Fonte: Autor.

	PI com sintonia da zona de pH=7	PI com sintonia da zona de pH=7 e MPC com o modelo de pH=7
IAE	0.4833	<u>0.4469</u>
ISE	1.2025	<u>1.1111</u>
ITAE	2656.4	<u>2569.4</u>
ITSE	6961.1	<u>6814</u>
RBEMCE	<u>0.2398</u>	0.2564
RBMSEMCE	<u>1.5660</u>	1.612
Variabilidade	0.4732	<u>0.3987</u>

Confirma-se com os resultados da Tabela 46 que quando o PI consegue controlar o sistema, o uso de duas camadas de controle melhora os indicadores de desempenho, mas quando o PI não chega a estabilizar, como no caso da faixa de pH=8,3, o MPC, na tentativa de conseguir isto, gera um aumento do esforço de controle.

CAPÍTULO 7

ANÁLISE E VALIDAÇÃO DOS RESULTADOS

Neste capítulo é realizada a análise e validação de todos os resultados obtidos nesta dissertação. Antes de começar, vale a pena ressaltar algumas premissas e tópicos que foram tratados ao longo deste trabalho, tais como:

- Todos os testes foram realizados na Planta Piloto de Tratamento de pH instalada no Laboratório de Controle de Processos Industriais da EPUSP.
- Como reagentes foram usados o ácido clorídrico HCl armazenado na forma líquida, alcançando um $\text{pH}_{\text{ácido inicial}} = 2,25$ e a base NaOH (Hidróxido de Sódio) armazenada na forma de flocos obtendo um $\text{pH}_{\text{base inicial}} = 12$. O cálculo das concentrações encontra-se na Seção 2.2.
- Pelos reagentes utilizados a curva de titulação resultante é uma curva de ácido forte- base forte, com ponto de equilíbrio no $\text{pH} = 7$.
- O pH está constituído por cinco faixas de operação, determinadas experimentalmente pela curva de titulação assim como pelo uso de uma única sintonia no controle de pH, demonstrando a sua não linearidade.
- As especificações da planta tais como variáveis manipuladas, controladas e perturbações, assim como regiões, limites e pontos de operação de cada uma destas variáveis encontram-se resumidas na Tabela 4.
- A variável principal do processo, como o nome da planta indica, é o pH. Tanto o nível quanto a temperatura foram ajustadas para trabalhar em um ponto de operação fixo, visando eliminar o efeito que possam ter no pH.
- O relatório gerado pela empresa Cursor demonstra que empregando um tempo de amostragem de um minuto, como o utilizado no caso do controle preditivo, faz com que as variáveis não sejam correlacionadas, pois o sistema reage positivamente à introdução das perturbações provocadas pela influência de uma variável na outra, pelo que se pode dizer que as variáveis envolvidas no processo de tratamento de pH da Planta Piloto do LCPI, quando modeladas com um tempo de amostragem de um minuto, são desacopladas.
- Duas estratégias de controle com várias opções foram testadas, para ver as suas diferenças. Em um primeiro caso foi usado o controlador PID GS para a

variável pH, variando as referências de mudanças dos ganhos, para cada um dos cinco controladores PI pré-projetados, tanto pelo valor atual da PV quanto do SP, assim como controladores PI para o nível e a temperatura.

- Em um segundo caso foi projetado um controlador MPC / MPC Multimodelos com pré-modelos e modelos para cada uma das faixas de pH. Estes controladores MPC possuem três entradas (nível, temperatura e pH) e três saídas (SP de nível, SP de temperatura e SP de pH), considerados como SP ótimos, pois a cada 1 minuto são recalculados e enviados aos PIDs que trabalham na camada inferior, visando otimizar o processo, ao tentar mantê-lo o mais próximo possível da referência desejada. Os modelos de nível e temperatura não mudam para nenhuma das regiões de operação do pH, devido a seu comportamento linear e semelhante em cada uma das faixas de pH.

7.1 Análise dos resultados

Na Figura 37 se reúnem os melhores resultados do pH para cada um dos testes desenvolvidos no Capítulo 6, visando encontrar a melhor estratégia de controle aplicável a uma planta não linear com variáveis não correlacionadas. Destaca-se que não foi um novo teste, mas sim a junção em um só gráfico das melhores estratégias testadas até o momento, para cada uma das pequenas variações que foram realizadas ao longo do capítulo anterior. Todos eles são avaliados nesta última seleção por ter o melhor desempenho quando comparados nas mesmas condições com outros controladores semelhantes, mas a ideia no momento seria ver qual dessas estratégias ou combinações de estratégias é a que melhor se aplica a um processo não linear de tratamento de pH e o efeito que possam ter essas modificações no sistema. O *set point* de pH está representado na cor azul. O nível e a temperatura foram mantidos constantes em 65% e 30°C, respectivamente. Em vermelho ilustra-se o PID GS com referência pelo SP; em amarelo o MPC MM projetado com os pré-modelos; em roxo o MPC MM projetado com os pré-modelos e com referência de mudança pelo SP e no caso do PID GS com referência de mudança pela variável do processo; em verde se mostra o MPC MM projetado com os modelos obtidos pelo sinal GBN, mas mantendo a mesma sintonia usada para os pré-modelos e com as mesmas referências de mudança do caso anterior; em azul claro o MPC criado com o pré-modelo referente à faixa do pH=6 e por último, em vermelho escuro, o MPC criado com o modelo referente à faixa

do pH=7. Na parte inferior da Figura 37 se mostra o esforço de controle associado a cada um destes controladores, seguindo o mesmo padrão de cores.

Figura 37 - Saída do sistema (variável pH) para diferentes estratégias de controle.

Fonte: Autor.

Partindo das estratégias de controle que se destacaram em cada um dos testes, uma das principais conclusões que pode ser tirada, demonstrada pelos controladores que passaram na etapa de avaliação, é que em um processo não linear que seja linearizado por partes para ser controlado, quando há duas camadas de controle, onde a camada de baixo seja um controlador PID GS e a camada de cima seja um controlador MPC Multimodelos, a melhor referência encontrada experimentalmente para a mudança dos ganhos e dos modelos são pela PV para o controlador PID GS e pelo SP para o MPC MM. Uma análise visual mostra que além de todos os controladores serem capazes de seguir a referência, realmente há diferenças mínimas ou pouco perceptíveis entre as respostas transitórias de cada um deles e o quanto as perturbações os afetam. As diferenças mais notáveis na resposta transitória se manifestam na região referente ao pH=6, ao se observar sobressinais de diferentes tamanhos.

Para fazer uma seleção justa, analisa-se em um primeiro momento a resposta transitória de cada controlador para cada um dos sinais tipo degraus aplicados no *set point*. Na Tabela 47 resumem-se esses índices que já foram calculados no Capítulo 6.

De modo geral, o desempenho de todos os controladores foi bom quando analisando a resposta transitória de cada um deles, pela inexistência de erro de estado estacionário. Colocando o maior critério da avaliação no tempo de acomodação, para todas as faixas, na Tabela 48 se faz uma classificação, atribuindo desde primeiro até

quarto lugar para representar desde a estratégia que menos demorou para estabilizar até a que mais demorou.

Tabela 47 - Análise da resposta transitória e da rejeição das perturbações para os controladores de pH usando diferentes estratégias de controle.

Fonte: Autor.

Controlador [Referências (PI GS/ MPC MM)]	PID GS (SP)					PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
Ts (Tempo de acomodação) s	734	205	614	183	237	559	497	710	240	522
Mp (Overshoot) %	0	1.5	18.47	37.56	0	0	50.9	18.9	2	1.85
Ts (Tempo de Retorno) segundos	0	336	78	262	0	0	258	69	165	0
Sobressinal	0	0.361	0.271	0.456	0	0	0.308	0.245	0.367	0
Subsinal	0	0.255	0.286	0.496	0	0	0.239	0.239	0.47	0
Ess (Erro estacionário)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Controlador [Referências (PI GS/ MPC MM)]	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)					PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
Ts (Tempo de acomodação) s	851	451	689	237	542	470	100	641	245	207
Mp (Overshoot) %	16.52	63.4	14	8	1.85	3.3	2.7	15.35	13.56	2.96
Ts (Tempo de Retorno) segundos	0	61	68	122	0	0	126	68	91	0
Sobressinal	0	0.413	0.209	0.356	0	0	0.303	0.23	0.351	0
Subsinal	0	0.239	0.207	0.433	0	0	0.224	0.276	0.391	0
Ess (Erro estacionário)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Controlador [Referências (PI GS/ MPC)]	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6					PID GS /MPC modelo de pH=7				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
Ts (Tempo de acomodação) s	535	500	659	237	339	478	554	666	338	323
Mp (Overshoot) %	0	55.7	13.62	10.6	0	6.64	31.3	16.52	7.8	3.9
Ts (Tempo de Retorno) segundos	0	298	72	161	0	0	166	70	152	0
Sobressinal	0	0.344	0.23	0.388	0	0	0.319	0.219	0.288	0
Subsinal	0	0.218	0.244	0.449	0	0	0.218	0.222	0.317	0
Ess (Erro estacionário)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Tabela 48 - Estratégias de controle ordenadas segundo o tempo de acomodação.

Fonte: Autor.

<i>Lugar Geral</i>	<i>Estratégia de controle</i>	(pH= 2,8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8,3)	(pH= 11,4)
1°	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	1°	1°	2°	4°	1°
2°	PID GS (SP)	5°	2°	1°	1°	2°
3°	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	3°	5°	3°	2°	4°
4°	PID GS /MPC modelo de pH=7	2°	6°	4°	5°	3°
5°	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)	6°	3°	5°	2°	6°
6°	PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)	4°	4°	6°	3°	5°

Ressalta-se que não há uma estratégia que tenha obtido melhores tempos de acomodação em todas as regiões de operação do pH, mas algumas estratégias de controle se destacam ao obterem a maior quantidade de primeiros lugares, que é o caso da última estratégia testada, o MPC MM usando os modelos gerados pelo sinal GBN com referência de mudança pelo SP e o PID GS com referência de mudança pela PV. Este destaque se faz evidente ao diminuir o tempo de acomodação em 224, 266, 9 e 20 segundos para as faixas de pH = 2,8, 6, 8,3 e 11,4, respectivamente, quando comparado com as combinações de controladores que obtiveram o segundo menor tempo de acomodação para cada uma das faixas.

A mesma análise se faz na Tabela 49, mas agora empregando o tempo de retorno ao estado estacionário após a introdução de perturbações no sistema.

Tabela 49 - Estratégias de controles ordenadas atribuindo lugares de menor a maior pelo tempo de retorno da variável pH ante a introdução de perturbações.

Fonte: Autor.

<i>Lugar geral</i>	<i>Estratégia de controle</i>	(pH= 2,8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8,3)	(pH= 11,4)
1°	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	1°	2°	1°	1°	1°
2°	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)	1°	1°	1°	2°	1°
3°	PID GS /MPC modelo de pH=7	1°	3°	3°	3°	1°
4°	PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)	1°	4°	2°	5°	1°
5°	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	1°	5°	4°	4°	1°
6°	PID GS (SP)	1°	6°	5°	6°	1°

Do mesmo modo que ocorreu na análise dos melhores controladores na resposta transitória, na análise pela rejeição às perturbações não se obteve uma única estratégia de controle com os melhores tempos de retorno para todas as regiões de operação do pH. Neste caso, há uma combinação de controladores que se destaca ao obter a maior quantidade de menores tempos de retorno, o MPC MM usando os

modelos obtidos com o sinal GBN ou modelos gerados ao degrau, com referência de mudança pelo SP e o PID GS com referência de mudança pela PV. No caso das regiões de pH=2,8 e pH=11,4 nenhum controlador teve tempo de retorno, pois estas regiões são pouco afetadas pelas perturbações, pela pouca inclinação da curva de titulação nestas duas zonas.

É preciso então de analisar os índices de desempenho do sistema para avaliar qual controlador possui menores índices no controle do pH. Na Tabela 50 se faz um resumo destes valores para as melhores estratégias em cada caso.

Tabela 50 - Índices de desempenho para os controladores de pH no uso de diferentes estratégias de controle.

Fonte: Autor.

	<i>PID GS (SP)</i>	<i>PID GS /MPC MM pré- modelos (PV/SP)</i>	<i>PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré- modelos (PV/SP)</i>	<i>PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)</i>	<i>MPC- 6</i>	<i>MPC- 7</i>
IAE	0.3435	0.3754	0.4051	0.3509	0.3777	0.3690
ISE	0.8252	0.9104	1.0008	0.9109	0.9364	0.9181
ITAE	1920.1	2184.6	2216.6	2054.5	2156.6	2167.8
ITSE	5130.7	5798.2	6078.6	5727.3	5885.9	5925.1
RBEMCE	0.1501	0.1547	0.1882	0.1488	0.1432	0.1421
RBMSEMCE	1.3543	0.9105	1.0009	0.9109	0.9365	0.9181
Variabilidade	0.2544	0.2670	0.2786	0.2673	0.2712	0.2686

O controlador PID GS agindo sozinho obteve uma certa vantagem nos índices que priorizam o erro de estado estacionário, mas a diferença foi mínima ao comparar com o MPC MM usando os modelos gerados pelo sinal GBN com referência de mudança pelo SP e o PID GS com referência de mudança pela PV. A pior estratégia de todas foi o MPC MM usando os modelos gerados pelo sinal GBN com a sintonia dos pré-modelos, com referência de mudança pelo SP e o PID GS com referência de mudança pela PV. Na Tabela 51 se ordenam estes índices de menor a maior.

Tabela 51 - Estratégias de controles ordenadas atribuindo lugares de menor a maior pelos índices de desempenho referente à variável pH.

Fonte: Autor.

<i>Lugar Geral</i>	<i>Estratégia de controle</i>	<i>IAE</i>	<i>ISE</i>	<i>ITAE</i>	<i>ITSE</i>	<i>RBEMCE</i>	<i>RBMSEMCE</i>	<i>Variabilidade</i>
1°	PID GS (SP)	1°	1°	1°	1°	4°	6°	1°
2°	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	2°	3°	2°	2°	3°	2°	3°
3°	PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)	4°	2°	5°	3°	5°	1°	2°
4°	PID GS /MPC modelo de pH=7	3°	4°	4°	5°	1°	3°	4°
5°	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	5°	5°	3°	4°	2°	4°	5°
6°	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)	6°	6°	6°	6°	6°	5°	6°

Com estes resultados não dá para dizer que haja uma técnica de controle que gere um desempenho ótimo em todos os aspectos, como dito desde o início com a sintonia dos PID, em que não havia um método de ajuste ótimo para todas as faixas.

7.2 Validação dos resultados

Os resultados obtidos até o momento são satisfatórios, mas foram obtidos em um experimento onde as condições de operação da planta assim como as mudanças de carga foram sempre as mesmas. O objetivo da validação é usar um outro sinal para ver se o comportamento da planta ante situações diferentes se mantém de forma coerente para todas as estratégias testadas. O novo *set point* de teste é mudado, passando por cada uma das cinco faixas para capturar a dinâmica do pH em todo o espectro de valores possíveis, só que agora a transição é realizada de outro modo. Parte-se do ponto de neutralização (pH = 7), onde fica ali por um pequeno tempo para logo mudar para a faixa com valor de pH = 11,4 e assim sucessivamente, como mostra o sinal de cor azul na parte superior da Figura 38. Em cada uma das regiões se aguarda até a variável alcançar o estado estacionário para logo inserir uma perturbação, provocada pela abertura da válvula do TAS, a qual introduz no TR uma vazão adicional de entrada de 50 l/h de mistura ácida, representada pela linha de cor azul na parte inferior da mesma figura. Tanto o SP de nível quanto o de temperatura foram mantidos constantes nos seus pontos nominais para eliminar as possíveis influências no pH.

Figura 38 - Saída do sistema (variável pH) para diferentes estratégias de controle e um novo sinal de referência.

Fonte: Autor.

Visualmente é difícil diferenciar a resposta dos controladores, pelo seu alto grau de similitude. As diferenças mais notórias na resposta transitória surgem na região de $\text{pH}=7$ ao ocorrer sobressinais de diferentes tamanhos. Com o sinal de referência anterior, estes sobressinais estavam na faixa de $\text{pH}=6$ e em ambos os casos ocorre quando o pH vem crescendo, partindo da zona mais ácida, o que se deve à dinâmica do atuador de pH (bomba dosadora de base). Para avaliar esses resultados e compará-los com os obtidos anteriormente com o primeiro sinal de excitação, são analisadas na Tabela 52 a resposta transitória bem como os índices de desempenho para cada controlador.

Tabela 52 - Análise da resposta transitória e da rejeição das perturbações para os controladores de pH no uso de diferentes estratégias de controle para um novo sinal de referência.

Fonte: Autor.

Controlador [Referências (PI GS/ MPC MM)]	PID GS (SP)					PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11.4)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) s	639	620	624	763	301	<u>422</u>	522	539	745	814
<i>Mp</i> (Overshoot) %	0	29.4	39.4	22.35	0	1.46	25.74	54.22	21.65	0
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>0</u>	403	<u>73</u>	113	<u>0</u>	<u>0</u>	390	74	<u>104</u>	<u>0</u>
Sobressinal	0	0.455	0.319	0.377	0	0	0.35	0.209	0.34	0
Subsinal	0	0.234	0.228	0.423	0	0	0.213	0.276	0.454	0
Ess (Erro estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>
Controlador [Referências (PI GS/ MPC MM)]	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)					PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) s	433	<u>481</u>	527	784	<u>218</u>	424	<u>481</u>	<u>512</u>	<u>718</u>	590
<i>Mp</i> (Overshoot) %	5.5	34	47.4	22.6	3.25	2.76	28.95	47.4	21.3	0
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>0</u>	302	76	116	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>296</u>	<u>73</u>	112	<u>0</u>
Sobressinal	0	0.413	0.25	0.367	0	0	0.382	0.229	0.351	0
Subsinal	0	0.261	0.249	0.491	0	0	0.228	0.262	0.47	0
Ess (Erro estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>
Controlador [Referências (PI GS/ MPC)]	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6					PID GS /MPC modelo de pH=7				
Faixa	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)	(pH= 2.8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8.3)	(pH= 11)
<i>Ts</i> (Tempo de acomodação) s	483	523	605	721	683	485	540	610	760	528
<i>Mp</i> (Overshoot) %	0	20.04	44.12	19.05	0	0.3	25.43	43.25	21.69	0
<i>Ts</i> (Tempo de Retorno) segundos	<u>0</u>	396	74	109	<u>0</u>	<u>0</u>	384	75	113	<u>0</u>
Sobressinal	0	0.403	0.264	0.351	0	0	0.418	0.274	0.36	0
Subsinal	0	0.219	0.247	0.438	0	0	0.229	0.244	0.441	0
Ess (Erro estacionário)	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>

Para esse novo sinal de referência, obteve-se um bom desempenho por parte de todos os controladores, ao serem capazes de seguir a referência sem haver erro estacionário assim como de rejeitar as perturbações inseridas no sistema. Na Tabela 53 classifica-se, como anteriormente, o desempenho dos controladores, para permitir selecionar de forma geral qual deles obteve um melhor desempenho em cada caso.

Tabela 53 - Estratégias de controles ordenadas atribuindo lugares de menor a maior pelo tempo de acomodação da resposta temporal para um novo sinal de referência.

Fonte: Autor.

<i>Lugar geral</i>	<i>Estratégia de controle</i>	(pH= 2,8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8,3)	(pH= 11,4)
1°	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	2°	1°	1°	1°	4°
2°	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)	3°	1°	2°	6°	1°
3°	PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)	1°	2°	3°	3°	6°
4°	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	4°	3°	4°	2°	5°
5°	PID GS /MPC modelo de pH=7	5°	4°	5°	4°	3°
6°	PID GS (SP)	6°	5°	6°	5°	2°

Pelo tempo de acomodação nesse novo teste, o PID GS passou a ocupar o último lugar, o qual era do MPC Multimodelos gerado com os pré-modelos com a sintonia dos modelos obtidos pelo sinal GBN. O MPC bem sintonizado e gerado com os modelos obtidos pelo sinal GBN, em termos do tempo de acomodação, ocupou em ambos testes o primeiro lugar. Uma análise similar, mas visando o tempo de retorno à rejeição das perturbações é realizada na Tabela 54.

Tabela 54 - Estratégias de controles ordenadas atribuindo lugares de menor a maior pelo tempo de retorno da variável pH ante a introdução de perturbações para um novo sinal de referência.

Fonte: Autor.

<i>Lugar geral</i>	<i>Estratégia de controle</i>	(pH= 2,8)	(pH= 6)	(pH= 7)	(pH= 8,3)	(pH= 11,4)
1°	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	1°	1°	1°	3°	1°
2°	PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)	1°	4°	2°	1°	1°
3°	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	1°	5°	2°	2°	1°
4°	PID GS /MPC modelo de pH=7	1°	3°	3°	4°	1°
5°	PID GS (SP)	1°	6°	1°	4°	1°
5°	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)	1°	2°	4°	5°	1°

Destaca-se a pouca influência que têm as perturbações nas zonas extremas do pH, aonde a bomba dosadora de base consegue eliminar o seu efeito. Com este novo sinal, o controlador MPC Multimodelos projetado com os modelos obtidos com o sinal GBN, tanto nos tempos de acomodação da resposta transitória quanto nos tempos de retorno na rejeição às perturbações ratifica sua superioridade. Na Tabela 55 se avaliam os índices de desempenho para estes quatro controladores com o novo sinal de SP.

Tabela 55 - Índices de desempenho para os controladores de pH no uso de diferentes estratégias de controle para um novo sinal de referência.

Fonte: Autor.

	<i>PID GS (SP)</i>	<i>PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)</i>	<i>PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)</i>	<i>PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)</i>	<i>MPC-6</i>	<i>MPC-7</i>
IAE	0.3675	0.3558	0.3531	0.3458	0.3590	0.3511
ISE	0.7243	0.607	0.7093	0.6703	0.6968	0.6907
ITAE	1656.7	1520.2	1599.6	1503.1	1589.7	1541.4
ITSE	3375.7	3014.1	3325	3065.7	3355.5	3273.8
RBEMCE	0.0731	0.0751	0.0764	0.0743	0.0795	0.0747
RBMSEMCE	1.1734	0.6608	0.7093	0.6703	0.7368	0.6907
Variabilidade	0.2424	0.2315	0.2399	0.2332	0.2377	0.2367

A diferença entre os índices de desempenho foi mínima na maioria dos casos, mas pela análise dos dados da Tabela 55, o MPC Multimodelos que usa os pré-modelos com sintonia errada não se destaca das outras em nenhum aspecto, mostrando a importância de uma boa sintonia no uso de qualquer controlador. De forma geral, os MPC Multimodelos bem sintonizados obtiveram índices similares e muito bons. Na Tabela 56 se ordenam estes índices do menor para o maior.

Tabela 56 - Estratégias de controles ordenadas atribuindo lugares de menor a maior pelos índices de desempenho referente à variável pH para um novo sinal de referência.

Fonte: Autor.

<i>Lugar geral</i>	<i>Estratégia de controle</i>	<i>IAE</i>	<i>ISE</i>	<i>ITAE</i>	<i>ITSE</i>	<i>RBEMCE</i>	<i>RBMSEMCE</i>	<i>Variabilidade</i>
1°	PID GS /MPC MM pré-modelos (PV/SP)	4°	1°	2°	1°	4°	1°	1°
2°	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	1°	2°	1°	2°	2°	2°	2°
3°	PID GS /MPC modelo de pH=7	2°	3°	3°	3°	3°	3°	3°
4°	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré-modelos (PV/SP)	3°	5°	5°	4°	5°	4°	5°
5°	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	5°	4°	4°	5°	6°	5°	4°
6°	PID GS (SP)	6°	6°	6°	6°	1°	6°	6°

Tabela 57 – Comparação dos lugares obtidos por cada estratégia de controle para cada sinal de referência.

Fonte: Autor.

<i>Lugar geral</i>	<i>Ts (Tempo de acomodação) s</i>		<i>Ts (Tempo de retorno) s</i>		<i>Índices de desempenho</i>	
	<i>Set Point 1</i>	<i>Set Point 2</i>	<i>Set Point 1</i>	<i>Set Point 2</i>	<i>Set Point 1</i>	<i>Set Point 2</i>
1°	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	PID GS (SP)	PID GS /MPC MM pré- modelos (PV/SP)
2°	PID GS (SP)	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM modelos (PV/SP)
3°	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	PID GS /MPC MM pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC modelo de pH=7	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	PID GS /MPC MM pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC modelo de pH=7
4°	PID GS /MPC modelo de pH=7	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	PID GS /MPC MM pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC modelo de pH=7	PID GS /MPC modelo de pH=7	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré- modelos (PV/SP)
5°	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC modelo de pH=7	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	PID GS (SP)	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6	PID GS /MPC pré-modelo de pH=6
6°	PID GS /MPC MM pré- modelos (PV/SP)	PID GS (SP)	PID GS (SP)	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré- modelos (PV/SP)	PID GS /MPC MM modelos com sintonia dos pré- modelos (PV/SP)	PID GS (SP)

O primeiro ponto a destacar é que com o PID bem sintonizado agindo na primeira camada de controle se garante que o processo nunca se torne instável, viabilizando uma operação segura da planta. Também dá para afirmar que não há uma técnica de controle que obtenha um desempenho ótimo em todos os aspectos, como destacado desde o início deste trabalho com a sintonia dos PID, aonde também não havia um método de sintonia ótima em todos os pontos. Vai depender muito do processo e da prioridade que se queira dar em cada caso. Por exemplo, para esta planta se o objetivo é uma mudança rápida de uma faixa de trabalho para outra, com os menores tempos de acomodação para as diferentes mudanças de *set point* ou minimizar a influência das perturbações quando o pH se encontra operando em um

valor constante, é bom aplicar o MPC Multimodelos empregando os modelos gerados com o sinal GBN.

Considerando um caso hipotético para uma melhor compreensão, este fenômeno pode ocorrer quando o efluente tratado em uma hora apresenta um alto conteúdo de cromo, pelo que se precisa abaixar o pH para um valor menor do que 3; este rejeito será armazenado para reprocessamento com o objetivo de jogá-lo fora, fazendo com que antes disso seja preciso elevar o pH para 7 com uma alta velocidade de resposta no reprocessamento. Um outro exemplo disto é no tratamento de pH quando surge no sistema uma perturbação gerada pela mudança do pH da água a ser tratada, esta estratégia é muito rápida no combate a esta perturbação, levando de volta o pH ao valor 7.

O último ponto analisado é na obtenção dos menores índices de desempenho relativos ao erro da resposta ao longo do tempo, aonde se destaca o uso do controlador PID *Gain Schedule* ao lidar com o primeiro sinal de referência e do MPC Multimodelos usando os pré-modelos gerados pelo degrau no segundo sinal de referência.

Os seis controladores realmente servem para cada uma destas funções, só que cada um se destaca em algum ponto referente ao outro. Cabe ao operador decidir qual técnica de controle utilizar após uma avaliação minuciosa em cada caso.

Destas análises dos resultados podem ser tecidas as seguintes conclusões.

- Qual controlador é melhor para seguir mudanças na referência?

Como determinado experimentalmente neste trabalho, o melhor esquema de controle para seguir a referência é usar duas camadas de controle, aonde na parte superior haja um controlador preditivo baseado em modelos gerados com um sinal de excitação do tipo GBN e com mudança de sintonia e modelos pelo valor atual do SP e na camada inferior um PI *Gain Schedule* com mudança de sintonia pelo valor atual da PV.

- Qual controlador é melhor para eliminar as perturbações no sistema?

Similar ao caso anterior, determina-se experimentalmente que a dupla MPC Multimodelos gerado com os modelos obtidos pelo sinal GBN e o PI GS é a que consegue retornar o sistema a seu ponto de operação em um tempo menor.

- Qual controlador força mais os atuadores?

Neste ponto é difícil emitir um critério, pois com o primeiro sinal de referência se destaca o PI GS e com o segundo o MPC gerado com os pré-modelos/PI GS.

- O PID bem sintonizado na camada inferior garante a estabilidade e operação segura do sistema?

O PID bem sintonizado na camada inferior garante que mesmo usando modelos ruins ou com muitas incertezas, a resposta do sistema seja boa. Isto é demonstrado quando se usam modelos ou pré-modelos em faixas para as quais não foram projetados e que são capazes de conduzir o sistema de forma estável e segura no seguimento da referência assim como na rejeição das perturbações.

- Qual referências de mudança de sintonia é melhor para usar no caso do controlador PID GS?

Para responder essa pergunta com os resultados aqui obtidos haveria dois cenários possíveis. Um primeiro seria o do uso da estratégia de controle PID GS aplicada à planta atuando como único controlador, na qual seria recomendado usar a mudança de ganhos pelo valor atual do *set point*, como mostrado na Seção 6.1. Usando o PID GS em conjunto com um controlador MPC gerando SP ótimos para ele, é melhor gerar mudanças nos ganhos para cada faixa partindo do valor atual da PV.

- Qual referências de mudança de sintonia é melhor para usar no caso do controlador MPC Multimodelos gerando *set points* ótimos para o PID GS?

Experimentalmente foi comprovado nesta planta no uso do MPC que a mudança de sintonias e modelos pelo valor atual do *set point* obteve melhores resultados quando sendo utilizado na geração de SP ótimos para o PI GS.

- Nos controladores MPC Multimodelos, é melhor utilizar modelos obtidos com sinais de pré-teste e teste bem sintonizados ou é melhor usar modelos obtidos com sinais de teste mesmo mal sintonizados?

Pelo desempenho obtido por cada controlador, tanto no seguimento da referência como na rejeição das perturbações, nota-se de forma geral que o controlador que usa modelos obtidos com o sinal GBN, mas aplicando-se a sintonia dos modelos obtidos ao degrau, não se destacou em relação aos controladores com sintonia achada para cada modelo, pelo que se deduz que um controlador bem sintonizado, mesmo usando um modelo que não seja uma representação 100% fiel da planta funciona melhor do que um controlador com um modelo muito bom, mas mal sintonizado.

- É melhor utilizar um MPC bem sintonizado gerado com os modelos ou com os pré-modelos?

Anteriormente se deduziu que é melhor o uso de controladores bem sintonizados com modelos e pré-modelos imprecisos do que controladores com bons modelos, mas mal sintonizados. De modo geral, os MPCs projetados com os modelos obtidos com o sinal *GBN* obtiveram um melhor desempenho nos dois sinais de referência aplicados à planta, pelo que uma boa etapa de identificação e validação dos modelos é fundamental no projeto de controladores preditivos.

- É melhor usar uma camada de controle ou duas?

Indiscutivelmente, o uso de duas camadas de controle provê uma maior vantagem, representada pela diminuição dos tempos de acomodação e retorno do sistema a seu ponto de operação após uma perturbação, assim como pelo cuidado e aumento da vida útil dos atuadores do processo. Este fato é claramente visível em qualquer um dos experimentos realizados nesta dissertação.

CAPÍTULO 8

CONCLUSÃO

Embora o controle de pH seja considerado um problema difícil de resolver, o que foi mostrado neste trabalho é que os resultados obtidos após implementar vários controladores foram satisfatórios e atenderam aos objetivos propostos nesta dissertação:

- Aplicou-se manutenção geral, tanto da instrumentação como dos softwares de supervisão e controle da Planta Piloto de Tratamento de pH do LCPI, conseguindo resultado mais fieis dos experimentos realizados neste trabalho.
- Com o levantamento da curva de titulação se viu que há cinco faixas de pH; que para um melhor controle podem ser operadas por cinco controladores diferentes.
- Para a Planta Piloto de Tratamento de pH do LCPI, o melhor método de sintonia achado para o nível foi o da Curva de Reação de Ziegler e Nichols, para a temperatura foi o método de sintonia ISE e para a variável pH, por ser instável em malha aberta, se aplicou o método do Relé de Åström e Hägglund para obter os parâmetros em conjunto com o método das Oscilações Contínuas de Ziegler e Nichols, resultando como o método mais eficaz para sintonia em malha fechada.
- Foram gerados pela empresa Cursor cinco modelos e cinco pré-modelos, um para cada faixa de pH. Demonstrou-se que utilizando um período de amostragem de um minuto se consegue desacoplar estas três variáveis.
- No uso do PID *Gain Schedule* se mostrou que quando ele age sozinho na planta, é melhor usar realimentação para a troca dos ganhos pelo valor do *set point* e quando utilizado na camada inferior de controle, recebendo SP otimizados, é melhor a realimentação pelo valor da variável de processo.
- Resultou ser melhor usar duas camadas de controle, em que o MPC projetado com os modelos obtidos com o sinal GBN gerou menores tempos de acomodação e retorno ao ponto de operação após a ocorrência de perturbações.
- Ao analisar os índices de desempenho e a resposta transitória, o esquema de controle MPC Multimodelos com mudança de modelos e sintonias pelo SP assim

como o *PI Gain Schedule*, este último com variação dos ganhos pelo valor atual da PV no processo, foi o esquema de controle que obteve melhores resultados quando comparado com as outras três combinações usadas.

- Os modelos obtidos pelo sinal GBN foram os melhores para descrever a dinâmica da planta, quando utilizado o controlador MPC Multimodelos.

8.1 Recomendações para trabalhos futuros

Há algumas recomendações que vale a pena ressaltar para serem usadas em trabalhos futuros. Elas são listadas a seguir:

- Instalação de um medidor de vazão e criação de uma malha de controle de vazão para a injeção de água fria utilizada no controle de temperatura do TR ou instalação de um tanque intermediário para garantir uma vazão constante.

A água usada no resfriamento provém da caixa de armazenamento ou da rua. Ao diminuir o volume da caixa de armazenamento, a vazão vai diminuindo, pelo que o resfriamento vai ficando cada vez mais lento. Um outro fato é que água da rua não tem a mesma vazão que a água proveniente da caixa, pelo que tem que ser ajustada manualmente antes de realizar cada experimento. Uma solução seria instalar um tanque intermediário entre a caixa de armazenamento e o TR com boia mecânica, para garantir uma coluna de água constante e assim uma vazão constante de saída deste tanque.

- Controle da temperatura da água de resfriamento para garantir uma temperatura constante desta água em diferentes épocas do ano.

Como explicado anteriormente, a temperatura da água pode mudar ao longo do ano, o que vai afetar diretamente o resfriamento, pois quando a temperatura ambiente é menor, este será mais rápido e vice-versa. Uma solução para esse problema é quando instalado o tanque de armazenamento intermediário para a água de resfriamento, colocar uma resistência de aquecimento em seu interior, que vai permitir manter a 25°C a água usada no resfriamento.

- Instalação de um atuador na vazão de ácido.

Atualmente na planta existe um único atuador no controle do pH, a bomba dosadora de base. Pela nova utilidade da planta, o tratamento do pH, seria preciso instalar um novo atuador na entrada de solução ácida no sistema. A ideia seria usar um controlador *Split Range*, aonde para aumentar o pH utiliza-se a bomba dosadora e para

diminuí-lo usa-se o novo atuador. Uma sugestão seria usar o Tanque de Base para Válvula (TBV) existente atualmente para esta funcionalidade, pelo que passaria a se chamar de Tanque de Ácido para a Válvula (TAV).

APÊNDICE A

REQUISITOS DE DESEMPENHO DAS MALHAS DE CONTROLE

Neste apêndice, os principais requisitos de desempenho das malhas de controle usados neste trabalho são abordados, que são: erro em regime permanente, análise da resposta em regime transitório; rejeição de perturbações e esforço de controle. Todos eles formam parte dos requisitos dos controladores expostos em OGATA (2010), PHILLIPS, NAGLE e BRICKLEY (2014) e GARCIA (2017).

O erro em regime permanente equivale à diferença entre o *set point* e a variável controlada quando a malha atinge o estado estacionário, o qual deve ser nulo.

A análise da resposta em regime transitório de uma malha é de vital importância para analisar o seu comportamento. Essa resposta é definida como o comportamento no tempo que a malha tem ante alguma variação em sua entrada. Na Figura 39 pode-se ver a resposta transitória de um sistema de segunda ordem ou superior. Isto foi utilizado no Capítulo 3 para avaliar e escolher a sintonia dos controladores de nível, temperatura e pH da Planta de Tratamento de pH do LCPI (Laboratório de Controle de Processos Industriais).

Figura 39 - Resposta transitória de um sistema.

Fonte: (OGATA, 2010).

Os principais índices que se avaliam são:

- **Tempo de subida (*rise time, t_r*):** tempo para que a resposta passe de 10% a 90% do valor final ou de 0 a 100%. Para sistemas sub-amortecidos geralmente se emprega de 0% a 100%.
- **Tempo de pico (*peak time, t_p*):** tempo necessário para a resposta atingir o primeiro pico máximo ou pico de sobressinal.
- **Sobressinal máximo (*maximum overshoot, M_p*):** valor máximo do pico da resposta, medido a partir do valor final. Se o valor final do estado estacionário da resposta for diferente da unidade, é comum usar a porcentagem de pico máxima. É definido pela Equação (36), dada por:

$$M_p = \frac{y(t_p) - y(\infty)}{y(\infty)} * 100\% \quad (36)$$

- **Tempo de acomodação (*settling time, t_s*):** tempo necessário para a resposta atingir um intervalo em torno do valor final do tamanho especificado pela porcentagem absoluta do valor final (geralmente 2 ou 5%) e fique dentro dela.

A rejeição das perturbações ou dos distúrbios corresponde à capacidade do controlador de retornar a malha à condição desejada de operação ao ocorrer um distúrbio. As perturbações podem ser nas entradas, nos estados ou nas saídas do sistema (GODOY, 2012). Em uma malha de controle como a da Figura 40, no qual $G_c(s)$ representa a função de transferência do controlador, $G_v(s)$ à função de transferência do atuador e $G_p(s)$ à função de transferência do processo, a ideia não é só que a saída siga a referência, mas também que a perturbação não se reflita na saída.

Figura 40 - Diagrama em blocos de um processo em malha fechada.

Fonte: Autor.

Segundo GODOY (2012), a rejeição de perturbações de uma malha de controle pode ser especificada de modo similar às especificações da análise da resposta em regime transitório e acompanhamento de referência, mas com interpretações diferentes:

- **Tempo de retorno:** o tempo de retorno da rejeição à perturbação pode ser definido como o tempo necessário para que o sistema retorne ao estado estacionário quando ocorre uma perturbação do tipo degrau;
- **Sobressinal:** o sobressinal do sistema perante perturbações corresponde ao maior valor que a sua saída assume, quando é aplicada uma perturbação;
- **Subsinal:** o subsinal ou *undershoot* corresponde ao menor valor que a saída do sistema assume quando é aplicada uma perturbação.

APÊNDICE B

MÉTODOS DE SINTONIA DE CONTROLADORES PID

Os procedimentos de sintonia em malha aberta usam um modelo do sistema, obtido geralmente a partir da curva de reação de 1ª ordem mais tempo morto da malha:

$$Gp(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{\tau_s + 1} \quad (37)$$

Os métodos em malha fechada obtêm as características da malha a partir de testes realizados em malha fechada, como seu nome indica, usualmente com o controlador com ação proporcional pura. Os métodos descritos neste apêndice são um resumo dos métodos de sintonia de controladores expostos em RUÍZ (2002), OGATA (2010) e GARCIA (2017).

Método da Curva de Reação de Ziegler & Nichols

O primeiro método para sintonizar controladores PID foi criado por Ziegler e Nichols, no qual se faz um único teste experimental com o sistema em malha aberta. As equações foram definidas, empiricamente, a partir de testes laboratoriais com diferentes processos e são baseadas em um modelo de primeira ordem com tempo morto estimado pelo método da tangente. Essas equações de sintonia estão na Tabela 58.

Tabela 58 - Parâmetros de sintonia de controladores pelo método da Curva de Reação de Ziegler e Nichols.

Fonte: Autor.

<i>Tipo de controlador</i>	Kc	Ti	Td
PI	$\frac{0.9\tau}{K\theta}$	$\frac{10\theta}{3}$	—
PID	$\frac{1.2\tau}{K\theta}$	2θ	$\frac{\theta}{2}$

Método de Cohen & Coon

Cohen e Coon introduziram novas propostas de equações de sintonia, que são baseadas em modelos de primeira ordem mais tempo morto e podem ser aplicadas a processos com tempo morto mais elevados. As equações são indicadas na Tabela 59.

Tabela 59 - Parâmetros de sintonia dos controladores pelo método de Cohen & Coon.

Fonte: Autor.

<i>Tipo de controlador</i>	Kc	Ti	Td
PI	$\frac{1}{K} \left[0.9 \frac{\tau}{\theta} + 0.083 \right]$	$3\theta \left(\frac{10 + \frac{\theta}{\tau}}{9 + 20 \frac{\theta}{\tau}} \right)$	—
PID	$\frac{1}{K} \left[1.25 \frac{\tau}{\theta} + 0.25 \right]$	$\theta \left(\frac{32 + 6 \frac{\theta}{\tau}}{13 + 8 \frac{\theta}{\tau}} \right)$	$\left(\frac{4\theta}{11 + 2 \frac{\theta}{\tau}} \right)$

Método de CHR

O método de Chien, Hrones e Reswick é uma variante do método da curva de reação de Ziegler-Nichols, onde se propõem ajustes diferentes dos parâmetros do controlador, dependendo de se desejar obter uma resposta mais rápida com 20% de sobressinal ou sem sobressinal. Além disso, diferentes valores dos parâmetros do controlador são recomendados de acordo com a otimização de seu comportamento antes das mudanças do *set point* ou antes das perturbações. Dependendo do tipo de controlador escolhido, para o ajuste dos parâmetros, propõe-se usar a Tabela 60.

Tabela 60 - Parâmetros de sintonia dos controladores pelo método de CHR.

Fonte: Autor.

<i>Tipo de controlador</i>	Sem sobressinal			20% sobressinal		
	Kp	Ti	Td	Kp	Ti	Td
PI	$\frac{0.6\tau}{K\theta}$	4θ	-	$\frac{0.7\tau}{K\theta}$	2.3θ	—
PID	$\frac{0.95\tau}{K\theta}$	2.375θ	0.42θ	$\frac{1.2\tau}{K\theta}$	2θ	0.42θ

Critérios do Erro Integrado

Essa sintonia visa minimizar o critério selecionado (ISE, IAE ou ITAE). Um controlador P não pode ser ajustado a estes critérios, uma vez que não elimina o erro em regime permanente. Em geral, os seguintes aspectos são considerados:

- Para eliminar erros grandes, o ISE é melhor que o IAE, já que os erros são elevados ao quadrado, contribuindo mais para o valor da integral;
- Para suprimir pequenos erros, o IAE é melhor que o ISE porque, ao elevar ao quadrado esses números pequenos (<1), eles se tornam ainda menores;

- Para suprimir erros que persistem ao longo do tempo, o critério ITAE é ótimo, devido à presença de tempo dentro da integral que amplifica o erro para tempos elevados, mesmo que seja pequeno.

Nas Tabela 61 e 62 estão os ajustes sugeridos para controladores do tipo PI e PID, respectivamente.

Tabela 61 - Parâmetros de sintonia dos controladores PI pelo método da Integral do Erro.

Fonte: Autor.

Ajuste	ISE	IAE	ITAE
$K_c = \frac{a_1}{K} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{b_1}$	a ₁ = 1,305	a ₁ = 0,984	a ₁ = 0,859
	b ₁ = -0,959	b ₁ = -0,986	b ₁ = -0,977
$T_i = \frac{\tau}{a_2} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{b_2}$	a ₂ = 0,492	a ₂ = 0,608	a ₂ = 0,674
	b ₂ = 0,739	b ₂ = 0,707	b ₂ = 0,680

Tabela 62 - Parâmetros de sintonia dos controladores PID pelo método da Integral do Erro.

Fonte: Autor.

Ajuste	ISE	IAE	ITAE
$K_c = \frac{a_1}{K} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{b_1}$	a ₁ = 1,495	a ₁ = 1,435	a ₁ = 1,357
	b ₁ = -0,945	b ₁ = -0,921	b ₁ = -0,947
$T_i = \frac{\tau}{a_2} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{b_2}$	a ₂ = 1,101	a ₂ = 0,878	a ₂ = 0,842
	b ₂ = 0,771	b ₂ = 0,749	b ₂ = 0,738
$T_d = a_3 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{b_3}$	a ₃ = 0,560	a ₃ = 0,482	a ₃ = 0,381
	b ₃ = 1,006	b ₃ = 1,137	b ₃ = 0,995

Método 3C

O método 3C ou método de López, Miller, Smith & Murrill consiste em equações baseadas em critérios integrais. É o primeiro método baseado em critérios integrais para calcular os parâmetros de um controlador PID. Os critérios de desempenho usados foram: integral do erro absoluto (IAE), integral do erro absoluto por tempo (ITAE) e integral do erro quadrático (ISE). A otimização dos critérios de desempenho integrais é baseada em um modelo de primeira ordem mais tempo morto. Denomina-se 3C pois requer três condições para gerar um conjunto único de parâmetros de ajuste de PIDs.

Tabela 63 - Parâmetros de sintonia dos controladores pelo método de 3C.

Fonte: Autor.

Tipo de controlador	Kc	Ti	Td
---------------------	----	----	----

PI	$\frac{0.928}{K} \left[\frac{\tau}{\theta} \right]^{0.946}$	$0.928\tau \left[\frac{\tau}{\theta} \right]^{0.583}$	-
PID	$\frac{1.37}{K} \left[\frac{\tau}{\theta} \right]^{0.950}$	$0.740\tau \left[\frac{\tau}{\theta} \right]^{0.738}$	$0.365\tau \left[\frac{\tau}{\theta} \right]^{0.950}$

Método das Oscilações Contínuas de Ziegler e Nichols

O método consiste em obter a resposta do sinal medido a uma perturbação (por exemplo um degrau no *set point*) com controlador proporcional. A resposta é observada e se ela é amortecida, aumentar o ganho até alcançar as oscilações mantidas (oscilações com amplitude constante). O ganho do controlador (proporcional) nesse caso é chamado de ganho crítico ou K_{cu} e o período da oscilação é denominado de período crítico ou P_u . Os valores de ajuste recomendados são vistos na Tabela 64.

Tabela 64 - Parâmetros de sintonia dos controladores pelo método das Oscilações Contínuas de Ziegler e Nichols.

Fonte: Autor.

Tipo de controlador	Kc	Ti	Td
PI	$\frac{K_{cu}}{2,2}$	$\frac{P_u}{1,2}$	—
PID	$\frac{K_{cu}}{1,7}$	$\frac{P_u}{2}$	$\frac{P_u}{8}$

Método das Oscilações Contínuas de Tyreus e Luyben

Este método, como o de Ziegler e Nichols, avalia os parâmetros do controlador a partir do ganho crítico K_{cu} e do período crítico P_u . Propõe ajustes mais relaxados que o de Ziegler e Nichols e é aplicado, principalmente a plantas que possuam um integrador. Os valores de ajuste recomendados são dados na Tabela 65.

Tabela 65 Parâmetros de sintonia dos controladores pelo método das oscilações contínuas com a variante de Tyreus e Luyben.

Fonte: Autor.

Tipo de controlador	Kc	Ti	Td
PI	$\frac{K_{cu}}{3.2}$	$\frac{P_u}{0.45}$	—
PID	$\frac{K_{cu}}{2.2}$	$\frac{P_u}{0.45}$	$\frac{P_u}{6.3}$

Método da Realimentação por Relé de Åström e Hägglund

As limitações do método de Ziegler e Nichols levaram Åström e Hägglund em 1984 a propor o uso de um relé na realimentação do sistema a ser sintonizado, o que

deu origem ao método do relé para ajuste de PID. O objetivo deste método é provocar oscilações limitadas e controladas no processo em malha fechada ao substituir o controlador por um relé com zona morta, conforme ilustrado na Figura 47 e, a partir da saída, estimar a resposta em frequência da planta, como se observa na Figura 48.

Figura 41 - Método do relé em malha fechada.

Fonte: Autor.

Figura 42 - Saída do processo pelo método do Relé em malha fechada.

Fonte: Autor.

Da amplitude de saída do processo “a” provocadas pelo relé, pode-se ter uma estimativa do ganho crítico K_{cu} . O parâmetro ε corresponde à largura da banda morta do relé.

$$K_{cu} = \frac{4d}{\pi\sqrt{a^2 - \varepsilon^2}} \quad (38)$$

Partindo desses valores, empregam-se as tabelas de sintonia em malha fechada de Ziegler e Nichols ou de Tyreus e Luyben para encontrar os parâmetros de sintonia do controlador. Como resultado do trabalho de levantamento das vantagens e desvantagens das técnicas de sintonia em (Cologni 2008), conclui-se que a topologia introduzida por Åström e Hägglund (1984), mesmo depois de duas décadas de evolução da técnica de sintonia automática utilizando relé, apresenta uma boa relação custo-benefício, sendo a simplicidade e a robustez os seus grandes diferenciais.

APÊNDICE C

AVALIAÇÃO DE MALHAS DE CONTROLE

A função de avaliação I é um índice de desempenho, $I \in R; [0, \infty]$, que define o quão próximo do ótimo um sistema se encontra, podendo, até mesmo, ser o ótimo. Um sistema de controle é dito ótimo se os parâmetros do controlador são escolhidos de modo a minimizar ou maximizar o índice de desempenho escolhido. O índice de desempenho deve proporcionar seletividade, ou seja, um ajuste ótimo deve ser claramente distinguido de um ajuste não ótimo, deve ser uma função dos parâmetros do sistema e deve possuir pelo menos um ponto ótimo, seja de máximo ou de mínimo, local ou global. Encontram-se na literatura critérios que podem definir um sistema como ótimo. Os mais usados são os índices de desempenho dados pela integral de uma função ponderada do desvio da saída em relação à entrada ou referência. Considerando-se $e(t)=r(t)-y(t)$ e o caso limite, onde $\lim_{t \rightarrow \infty} e(t) = 0$ implica em um sistema estável e com índice de desempenho finito, pode-se definir os índices de desempenho mais conhecidos (SILVA, 2005). Segundo (PINTO, 2014) definem-se a seguir os índices de avaliação das malhas de controle que são usados como métricas nesta dissertação.

O critério IAE considera o módulo do erro $e(t)$. É de fácil implementação e entendimento, mas não apresenta muita seletividade quanto a variações dos parâmetros. Matematicamente, o IAE é definido como:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (39)$$

O critério ISE é bastante usado, devido à facilidade de ser computado, além de proporcionar grandes ponderações para erros grandes e pequenas ponderações para erros pequenos. No entanto, ele apresenta pouca seletividade, sendo que as variações nos parâmetros do processo correspondem a pequenas variações no índice ISE. Sistemas implementados para minimizar esse critério tendem a apresentar uma rápida resposta, mas com baixa estabilidade relativa, apresentando oscilações. Matematicamente, o ISE é definido como:

$$I_{ISE} = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad (39)$$

No critério ITAE, o erro absoluto $e(t)$ é ponderado pelo tempo, resultando que para um erro inicial grande há uma pequena ponderação, enquanto que um erro pequeno na resposta para os tempos finais é muito penalizado. Matematicamente, o índice ITAE é definido em (41).

$$I_{ITAE} = \int_0^{\infty} t|e(t)| dt \quad (41)$$

O critério RBEMCE (*Reference Based in Mean Square Error with Minimum Control Effort*) considera um fator muito importante na estratégia de controle, além do erro $e(t)$: o esforço de controle $u(t)$. Entende-se por esforço de controle o somatório da saída do controlador durante um período n , ou seja, o quanto de energia é despendido para o controle, visto que, fisicamente falando, a saída do controlador excita um atuador, resultando em seu desgaste. Em outras palavras, define-se:

$$I_{RBEMCE} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n [e(i)] + \frac{\beta}{n} \sum_{i=1}^n u(i) \quad (40)$$

O critério RBMSEMCE (*Reference Based in Mean Square Error with Minimum Control Effort*) provê duas características importantes: primeiramente, ele reflete todas as variações e desvios em relação à referência dando grandes ponderações para erros grandes e pequenas ponderações para erros pequenos; e em segundo lugar refina a função de avaliação, levando-se em conta o esforço de controle $u(t)$. Em outras palavras, define-se:

$$I_{RBMSEMCE} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n [e(i)^2] + \frac{\beta}{n} \sum_{i=1}^n u(i) \quad (41)$$

A variabilidade da variável controlada é uma boa medida para se analisar o quanto uma certa variável se dispersa em relação à sua média. Como se deseja que a saída de uma malha alcance o valor da referência, pode-se concluir que o valor da variância de determinado sinal deve ser o menor possível. Pode-se expressar a variância pela seguinte equação:

$$Variabilidade = \frac{2\sigma}{\mu} \quad (42)$$

onde:

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (y(i) - \bar{y})^2 \quad (43)$$

$$\mu = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n y(i) \quad (44)$$

APÊNDICE D

DEFINIÇÃO DOS PARÂMETROS DE AJUSTE DO CONTROLADOR MPC DO MATLAB®

A seguir se definem os parâmetros de sintonia do controlador MPC do Matlab® assim como as formas de escolher e ajustar os mesmos. Estes tópicos foram tomados de (BEMPORAD, MORARI e RICKER, 2019).

Intervalo de controle (T_s)

A melhor prática é escolher, inicialmente, a duração do intervalo de controle (propriedade do controlador T_s) e mantê-lo constante enquanto se ajustam outros parâmetros do controlador. Qualitativamente, à medida que T_s diminui, a rejeição de distúrbios desconhecidos geralmente melhora e depois se estabiliza. Um T_s pequeno traz um aumento no esforço computacional. No modelo de controle preditivo, o horizonte de predição H_p também é uma consideração importante. Se se optar por manter a duração do horizonte de predição constante (o produto $H_p \cdot T_s$), H_p deve variar inversamente com T_s . À medida que p aumenta, os requisitos de memória do controlador e o tempo da solução de QP aumentam. Considerar o seguinte ao escolher T_s :

- Como um guia aproximado, definir T_s entre 10% e 25% do tempo de resposta mínimo desejado em malha fechada;
- Executar pelo menos uma simulação para ver se a rejeição de distúrbios não medidos melhora significativamente quando T_s é reduzido pela metade. Se sim, considerar verificar T_s ;
- Para controle de processo, $T_s \gg 1s$ é comum, especialmente quando o MPC monitora controladores de malha fechada de nível inferior.

Horizonte de predição (H_p)

Supor o intervalo de controle atual como sendo k . O horizonte de predição H_p é o número de intervalos de controle futuros que o controlador MPC deve avaliar por predição ao otimizar suas MVs no intervalo de controle k . Algumas sugestões para escolher H_p são:

- Não usar H_p para ajustar o controlador. Defina-o desde o começo. O valor de H_p deve ser tal que o controlador seja internamente estável e preveja violações de restrições com antecedência suficiente para permitir a ação corretiva;
- Se o tempo de resposta da malha fechada desejado for T e o intervalo de controle for T_s , tentar H_p de modo que $T \approx H_p * T_s$;
- A prática recomendada é aumentar H_p até que novos aumentos tenham um impacto menor no desempenho. Se a planta é instável em malha aberta, o valor máximo de H_p é o número de intervalos de controle necessários para que a resposta em malha aberta da planta se torne infinita. $H_p > 60$ raramente é necessário, a menos que T_s seja muito pequeno.

Horizonte de controle (H_c)

O horizonte de controle H_c é o número de movimentos da variável manipulada MV que serão otimizados no intervalo de controle k . O horizonte de controle fica entre 1 e o horizonte de predição H_p . Independentemente da escolha para H_c , quando o controlador funciona, o movimento otimizado da MV é usado no início do horizonte e os outros são descartados. Algumas boas práticas para escolher H_c são:

- H_c pequeno significa menos variáveis a serem calculadas no QP resolvido em cada intervalo de controle, o que promove cálculos mais rápidos;
- Se a planta incluir atrasos, $H_c < H_p$ é essencial. Caso contrário, alguns movimentos de MV podem não afetar nenhuma das saídas da planta antes do final do horizonte de previsão, o que levaria a uma matriz QP exclusiva do Hessiano;
- Um pequeno H_c promove (mas não garante) um controlador internamente estável.

Pesos

Um projeto de controlador preditivo geralmente requer um ajuste dos pesos da função custo.

Configuração inicial:

- Antes de ajustar os pesos da função custo, especificar os fatores de escala para cada variável de entrada e saída da planta. Manter esses fatores de escala constantes enquanto ajusta o controlador;

- Durante o ajuste, usar os comandos de sensibilidade e revisão para obter informações de diagnóstico. O comando de sensibilidade destina-se a ajudar com o peso da função de seleção de custo;
- Alterar um peso definindo a propriedade apropriada do controlador, da maneira indicada na Tabela 66.

Tabela 66 - Dimensões das matrizes dos pesos.

Fonte: (BEMPORAD, MORARI e RICKER, 2019).

Peso	Dimensão da matriz
OV: seguimento da referência (w^y)	$[Hp \times n_y]$
MV: seguimento da referência (w^u)	$[Hp \times n_u]$
MV Rate: supressão do incremento (w^{4u})	$[Hp \times n_u]$

Aqui, MV é uma variável manipulada pela planta e n_u é o número de MVs. OV é a variável de saída da planta e n_y é o número de OVs. Se uma matriz de peso contiver $n < Hp$ linhas, o controlador duplicará a última linha para obter uma matriz completa de Hp linhas. O valor padrão ($n = 1$) minimiza o número de parâmetros a serem ajustados e, portanto, é recomendado.

Pesos de OV

- Considerando o n_y das OVs, suponha que n_{yc} deva ser mantido na referência (*set point*) ou em um valor próximo dela. Se o i -ésimo OV não estiver nesse grupo, defina $Weights.OV(:, i) = 0$. Se $n_u \geq n_{yc}$, no entanto, tem-se graus excessivos de liberdade. A menos que se tomem medidas preventivas, portanto, os MVs podem flutuar, mesmo quando os OVs estão próximos dos valores de referência;
- A medida preventiva mais comum é definir valores de referência (objetivos) para o número de VM em excesso que você possui, $n_u - n_{yc}$. Esses objetivos podem representar valores econômicos ou tecnicamente desejáveis no estado estacionário;
- Uma medida alternativa é definir $n_{\Delta u} > 0$ para pelo menos $n_u - n_{yc}$ MVs novos para desencorajar o controlador de alterá-los;
- Se $n_u < n_{yc}$, não há graus de liberdade suficientes para manter todos os OVs necessários no *set point*. Nesse caso, considerar priorizar a referência de acompanhamento. Para fazer isso, definir $Weights.OV(:, i) > 0$ para especificar a prioridade do i -ésimo OV. As diretrizes gerais para isso são as seguintes:
 - o 0,05 - Prioridade baixa: grande erro de rastreamento aceitável;

- 0,2 - Prioridade abaixo da média;
- 1 - Prioridade média: o valor padrão. Usar esse valor se $n_{yc} = 1$;
- 5 - Prioridade acima da média;
- 20 - Alta prioridade: pequeno erro de rastreamento desejado.

Pesos de MV

Por padrão, $Weights.MV = zeros(1, nu)$. Se algumas MVs tiverem objetivos (o valor de *set points* não forem constante ou introduzido pelo usuário), os pesos de rastreamento de referência da MV correspondentes deverão ser diferentes de zero. Caso contrário, os objetivos serão ignorados. Se o número de destinos de MV for menor que $(n_u - n_{yc})$, tentar usar o mesmo peso para cada um. Um valor sugerido é 0,2, o mesmo que o rastreamento de OV abaixo da média. Esse valor permite que os MVs se afastem temporariamente de seus objetivos para melhorar o rastreamento de OV.

Pesos do MVRate (Variações das MV)

Por padrão, $Weights.MVRate = 0.1 * ones(1, nu)$. Os motivos dessa violação incluem:

- Se a planta é estável em malha aberta, grandes incrementos são desnecessários e provavelmente indesejáveis. Por exemplo, quando as previsões do modelo são imperfeitas, como é sempre o caso na prática, incrementos mais conservadores, geralmente, fornecem desempenho mais robusto do controlador, mas pior rastreamento da referência;
- Esses valores forçam a matriz QP Hessiana a ser definida positivamente, de modo que QP tenha uma solução exclusiva se não houver restrições ativas.

Para incentivar o controlador a usar incrementos ainda menores para a i -ésima MV, aumentar o valor de $Weights.MVRate(:, i)$. Se a planta for instável em malha aberta, pode ser necessário reduzir o valor médio de $Weights.MVRate$ para permitir uma resposta suficientemente rápida às perturbações.

APÊNDICE E

MECANISMO ADAPTATIVO DO

CONTROLADOR MPC IMPLEMENTADO EM

SIMULINK®

```
function Sel_MPC = fcn(SP_pH)

global Selecao;

if (SP_pH>=0) && (SP_pH<=3.4)
Selecao=1;
elseif (SP_pH>=3.6) && (SP_pH<=6.4)
Selecao=2;
elseif (SP_pH>=6.6) && (SP_pH<=7.6)
Selecao=3;
elseif (SP_pH>=7.8) && (SP_pH<=10.4)
Selecao=4;
elseif (SP_pH>=10.6) && (SP_pH<=14)
Selecao=5;
end

Sel_MPC=Selecao;
```

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABB. System 800xA Control AC 800M Binary and Analog Handling System Version 5.1. [S.l.]: [s.n.], 2015. Cap. Section 4 Analog Process Control ABB.

AGUIRRE, L. A. Introdução à Identificação de sistemas- Técnicas lineares e não lineares aplicadas a sistemas reais. Terceira. ed. Minas. Brasil: UFMG, 2007.

ALVARADO, C. M. Identificação e Controle Preditivo De Uma Planta-Piloto De Neutralização De pH. Departamento de Engenharia de Telecomunicações e Controle Universidade De São Paulo. São Paulo. Brasil, p. 37. 2013.

AMAYA, W. F.; CAÑÓN, Ó. A.; AVILÉS, Ó. F. Controle de pH para Planta de Tratamento de Aguas Residuais. Ciência e Engenharia neogranadina, p. 86-95, 2004.

ANDRADE, J. D. C. Química analítica básica: os conceitos acido-base e a escala de pH [S.l.]. *Chemkeys - Liberdade para aprender*, Campinas. Brasil, p. 6, Janeiro 2010. Disponível em: <<https://econtents.bc.unicamp.br/inpec/index.php/chemkeys/article/view/9642/5061>>.

ÅSTRÖM, K. J.; WITTENMARK, B. Adaptive Control. Addison Wesley Publishing Company, 1995.

BAILEY, R. et al. An IIEC-2 low-emission concept car. Society of Automotive Engineers, n. 780206, 1978.

BBVA. ¿Qué es un gemelo digital y para qué sirve?, 2019. Disponível em: <<https://www.bbva.com/es/que-es-un-gemelo-digital-y-para-que-sirve/>>. Acesso em: 02 mar. 2020.

BELLO, O.; HAMAM, Y.; DJOUANI, K. Coagulation process control in water treatment plants using multiple model predictive control. Electrical Engineering Department/F'SATI, Tshwane University of Technology. Pretoria. South Africa. 2014.

BEMPORAD, A.; MORARI, M.; RICKER, N. L. Model Predictive Control Toolbox. User's Guide. In: BEMPORAD, A.; MORARI, M.; RICKER, N. L. Model Predictive Control Toolbox. User's Guide. Californio. United States of America: The Mathworks, Inc., 2019. Cap. 1.

CAMACHO, E. F.; BORDONS, C. Controle Preditivo: Passado, Presente e Futuro. Revista Iberoamericana de Automatica e Informatica Industrial (RIAI), n. 41092, 2004.

CHANG, ; COLLEGE,. Química Geral. 7. ed. [S.l.]: McGraw-Hill Interamericana Editores. SA, 2002. 646 p.

CIRRE, C. et al. Reference Governor Optimization and Control of Distributed Solar Collector Field. *European Journal of Operational Research*, v. 193, p. 709-717, 2009.

COOK, J.; GRIZZLE, J.; SUN, J. The control handbook Engine control. IEEE, New York. United States of America, p. 261-1274, 1996.

COSTA, T. V. et al. Experimental assessment and design of multiple model predictive control based on local model networks for industrial processes. Berlin. Alemanha: [s.n.]. 2014.

EMERSON PROCESS MANAGEMENT. O Básico do Controle de pH. Rosemount Analytical Inc. [S.I.]. 2011. (ADS 43-001/rev. C).

FAVARO, J. Controle Preditivo aplicado à Planta Piloto de Neutralização de pH. Departamento de Engenharia de Telecomunicações e Controle Universidade de São Paulo. São Paulo. Brasil. 2012.

GARCIA, C. Controle de processos Industriais. Estratégias Convencionais. Primeira. ed. São Paulo. Brasil: Blucher, v. I, 2017.

GARCIA, C. Identificação de Sistemas. Apostila do curso de pós-graduação PTC5719, ministrado no primeiro semestre de 2018.

GODOY, R. J. Adequação de Planta Piloto de Neutralização de pH a Plataforma de Pesquisa e Desenvolvimento. Departamento De Engenharia De Telecomunicações E Controle Universidade de São Paulo. São Paulo. Brasil. 2011.

GODOY, R. J. C. D. Sintonia Ótima De Controladores. Departamento de Engenharia de Telecomunicações e Controle Universidade De São Paulo. São Paulo. Brasil. 2012.

GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO. Decreto No. 8468. Lei No. 997. Estado de São Paulo. São Paulo, p. 76. 1976.

GREGORY, P. C. Proceedings of the self adaptive flight control systems symposium, Wright-Patterson AFB. WADC Technical Report , Ohio. United State of america, v. 59, n. 49, 1959.

GUODONG, Y. et al. Yaw Stability of Four-wheel-drive Electric Vehicle based on Multi-Model Predictive Control. Proceedings of the 34th Chinese Control Conference. Hangzhou. China: [s.n.]. 2015.

GUSTAFSSON, T.; WALLER, K. Modelagem Dinâmica e Controle Invariante do Controle de pH. *Chemical Engineering Science*, p. 389-398, 1983.

GUSTAVSSON, I. Survey of application of identification in chemical and physical processes. Automatica, v. 11, n. 1, p. 3-24, 1975.

HENSON, M. A.; SEBORG, D. E. Controle Não-Linear Adaptativo de um Processo de Neutralização de pH. IEEE, v. II, p. 169-182, 1994.

JACOBS, M. A. et al. Controle on-line de pH em um processo industrial. IEEE Proceedings D - Control Theory And Applications, p. 161-168, 1990.

KWOK, D. P.; WANG, P. Controle Fuzzy Aprimorado de Processos de Neutralização de pH. Department of Electronic Engineering, Hong Kong Polytechnic, Hong Kong, p. 285-288, 1993.

LAINIOTIS, D. G.; UPADHYAY, T. N.; DESHPANDE, J. G. A non-linear separation theorem. Symp. Nonlinear Estimation Theory. San Diego, CA: [s.n.]. 1971. p. 184-187.

LEITE, F. 80% da água residual no mundo é despejada sem tratamento, diz Unesco. Estadão, São Paulo, 22 março 2017. Disponível em: <<https://sustentabilidade.estadao.com.br/noticias/geral,80-da-agua-residual-no-mundo-e-despejada-sem-tratamento-diz-unesco,70001708875>>. Acesso em: 22 Fevereiro 2020.

LJUNG, L. System Identification: theory for the user. Segunda. ed. [S.l.]: [s.n.], 1999.

LUPPI, P. A.; BASUALDO, M. S. Beneficios del Control Predictivo en Plantas Químicas de Gran Escala: Una metodología para evaluar el éxito económico asociado a la implementación de control avanzado (Spanish Edition). Madrid: Académica Española, 2013.

MACIEJOWSKI, J. M. Predictive control: with constraints. London. U.K.: Pearson Education, 2002.

NAÇÕES UNIDAS BRASIL. 17 OBJETIVOS PARA TRANSFORMAR NOSSO MUNDO. Transformando Nosso Mundo: A Agenda 2030 para o Desenvolvimento Sustentável, 2015. Disponível em: <<https://nacoesunidas.org/pos2015/ods6/>>. Acesso em: 1 Fevereiro 2020.

NAÇÕES UNIDAS BRASIL. ONU: 4,5 bilhões de pessoas não dispõem de saneamento seguro no mundo, 2017a. Disponível em: <<https://nacoesunidas.org/onu-45-bilhoes-de-pessoas-nao-dispoem-de-saneamento-seguro-no-mundo/>>. Acesso em: 22 Fevereiro 2020.

NAÇÕES UNIDAS BRASIL. Nações Unidas pedem avanço do tratamento de águas residuais no mundo, 2017b. Disponível em: <<https://nacoesunidas.org/nacoes-unidas-pedem-avanco-do-tratamento-de-aguas-residuais-no-mundo/>>. Acesso em: 22 Fevereiro 2020.

NAÇÕES UNIDAS BRASIL. ONU: 1 em cada 3 pessoas no mundo não tem acesso a água potável, 2019. Disponível em: <<https://nacoesunidas.org/onu-1-em-cada-3-pessoas-no-mundo-nao-tem-acesso-a-agua-potavel/>>. Acesso em: 22 Fevereiro 2020.

O'SHAUGHNESSY; O'DWYER. Controle digital adaptativo Piece-Wise para um processo pH. Departamento de Pesquisa de Pos-Graduação Instituto de Tecnologia de Dublin. Dublin. Irlanda. 1998.

OBUT, ; ÖZGEN,. Identificação on-line e controle de pH em um sistema de neutralização, p. 4394-4404, 2008.

OGATA, K. Engenharia de Controle Moderna. Quinta. ed. [S.I.]: Pearson, 2010.

ONU NEWS. Uma em cada três pessoas em todo o mundo não tem acesso a água potável, 2019. Disponível em: <<https://news.un.org/pt/story/2019/06/1676671>>. Acesso em: 23 Fevereiro 2020.

PADDISON, F. C. The Talos control system. Johns Hopkins APL Technical Digest, Maryland. United State of America, 1982. 154-156.

PHILLIPS, C. L.; NAGLE, T.; BRICKLEY, J. Análise e Desenho de Sistemas de Controle Digital. [S.I.]: [s.n.], 2014.

PINTO, J. E. M. G. Aplicação Prática do Método de Sintonia de Controladores PID Utilizando o Método do Relé com Histerese. Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Natal. Brasil. 2014.

ROCHA, C. A.; GUTIERREZ, J. R. E. Neutralização de los Niveles de pH por Médio de Lógica Difusa. Eighth LACCEI Latin American and Caribbean Conference for Engineering and Technology. Arequipa, Peru: [s.n.]. 2010.

RODRÍGUEZ, C.; GONZÁLEZ, B. M. “Modelado de um Sistema de Controle de pH”. Congresso Nacional de Controle e Automação. Mexico: Universidade Autonoma de Taxacla. 2003.

RUÍZ, V. M. A. Métodos de Sintonización de controladores PID que operan como reguladores., San José. Costa Rica, 2002.

RUÍZ, V. M. A. Sintonía de controladores PID de 2GdL: desempenho, robustez e fragilidade. Universidade de Costa Rica, Costa Rica, 2010.

SAKI, S. et al. Optimal direct adaptive soft switching multi-model predictive control using the gap metric for spacecraft attitude control in a wide range of operating points, Tehran. Iran, Março 2018.

SILVA, F. T. D. Simulated Annealing Aplicado Ao Problema De Sintonia De Parâmetros De Controladores Pid. Universidade Federal de Ouro Preto. Minas. Brasil. 2005.

SODERSTROM, T.; STOICA, P. System Identification. Hemel Hempstead. U.K.: Prentice Hall International, 1989.

STOJANOVSKI, G.; STANKOVSKI, M.; DIMIROVSKI, G. MULTIPLE-MODEL MODEL PREDICTIVE CONTROL FOR HIGH CONSUMPTION INDUSTRIAL FURNACES. Automatic Control and Robotics, Skopje. Republic of Macedonia, v. 9, n. 1, p. 131-139, 2010.

VARGAS LARA, J. M. Identificação de Modelos para Controle Preditivo: Aplicação a uma Planta de Lodos Ativados. Universidade Estadual de Campinas. Campinas. Brasil. 2005.

WANG, M.; CRUSCA, F. Design and implementation of a gain scheduling controller for a level control system. ISA transactions, v. 41, n. 3, 2002.

WEATHERSPARK. Condições meteorológicas médias de São Paulo Brasil, 2020. Disponível em: <<https://pt.weatherspark.com/y/30268/Clima-caracter%C3%ADstico-em-S%C3%A3o-Paulo-Brasil-durante-o-ano>>. Acesso em: 25 Fevereiro 2020.

WRIGHT, R. A.; KRAVARIS, C. Nonlinear control of pH processes using the strong acid equivalent. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 30, n. 7, p. 1561-1572, 1991a.

WRIGHT, R. A.; SOROUSH, ; KRAVARIS,. Controle Equivalente de Ácido Forte em Processos de pH: Estudo Experimental, p. 2437-2444, 1991.

YU, C. C. Autotuning de Controladores PID. [S.l.]: Springer, 2006.

SOTOMAYOR, O. A. S. Modelamento, Simulação e Controle de um Processo de Neutralização de pH. Departamento De Engenharia De Telecomunicações E Controle Universidade de São Paulo. São Paulo. Brasil, p. 11-14. 1997.

ZHU, Y. Multivariable System Identification. Londres. England: Pergamon, 2001.