

CENTRO UNIVERSITÁRIO UNIVATES
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS
CURSO DE ENGENHARIA DE CONTROLE E AUTOMAÇÃO

GUSTAVO GASPARINI

**FERRAMENTA DE IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS E
SINTONIA DE CONTROLADORES PID APLICADA A UMA
PLANTA DIDÁTICA**

Lajeado

2008

GUSTAVO GASPARINI

**FERRAMENTA DE IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS E
SINTONIA DE CONTROLADORES PID APLICADA A UMA
PLANTA DIDÁTICA**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas do Centro Universitário UNIVATES, como parte dos requisitos para a obtenção do título de bacharel em Engenharia de Controle e Automação.

Área de concentração: Identificação e Controle de Processos

ORIENTADOR: Prof. MSc. Robson D. Schaeffer

Lajeado

2008

GUSTAVO GASPARINI

**FERRAMENTA DE IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS E
SINTONIA DE CONTROLADORES PID APICADA A UMA
PLANTA DIDÁTICA**

Este trabalho foi julgado adequado para a obtenção do título de bacharel em Engenharia de Controle e Automação pelo CETEC e aprovado em sua forma final pelo Orientador e pela Banca Examinadora.

Orientador: _____

Prof. MSc. Robson D. Schaeffer, UNIVATES

Mestre PPGEE/UFRGS – Porto Alegre, Brasil

Banca Examinadora:

Prof. Ronaldo Husemann, UNIVATES

Mestre PPGEE/UFRGS – Porto Alegre, Brasil

Prof. Vinicius L. Curcio, UNIVATES

Mestre PPGEEL/UFSC – Florianópolis, Brasil

Coordenador do curso de Engenharia de Controle e Automação: _____

Prof. MSc. Robson D. Schaeffer

Lajeado, junho de 2008.

Dedico este trabalho à minha família, que privou alguns de seus sonhos para a realização deste.

AGRADECIMENTOS

À Deus, pelas oportunidades e desafios e a perseverança para superá-los.

Ao meu orientador, Professor Robson Dagmar Schaeffer, pela atenção e envolvimento dedicados.

Aos professores Ronaldo Hüsemann e Vinícius Leônidas Curcio pela prestatividade em contribuir com o desenvolvimento deste trabalho.

Aos colegas dos cursos de Engenharia pela amizade cultivada ao longo destes anos.

Agradeço principalmente à minha família, pelo amor, incentivo e apoio incondicionais.

A todos que de uma forma ou de outra, colaboraram com o desenvolvimento deste trabalho.

RESUMO

Controladores do tipo Proporcional-Integral-Derivativo (PID), amplamente empregados e difundidos no meio industrial, constituem um tópico importante dentro da área de controle e automação. O ajuste dos seus parâmetros, o qual implica no desempenho e segurança da aplicação em que atua, pode ser realizado com base em um modelo disponível do processo. Este trabalho apresenta o desenvolvimento de uma ferramenta computacional para auxílio à identificação de processos e à sintonia de controladores PID usando o software MATLAB[®]. Utilizaram-se o teste da resposta ao degrau e a regressão não-linear como técnicas de identificação de sistemas e o método do IMC (Controle por Modelo Interno) para a sintonia de controladores PID a partir do modelo identificado. A ferramenta desenvolvida é aplicada em um sistema de controle de nível implementado em uma planta de líquidos didática. O MATLAB[®] é utilizado como um cliente OPC (*OLE for Process Control*), podendo acessar os dados do processo através da rede industrial Foundation Fieldbus.

Palavras-chaves: Controlador PID, Identificação de Processos, Sintonia de Malhas, IMC, OPC.

ABSTRACT

Proportional-Integral-Derivative (PID) controllers, widely used and diffused in the industrial environment, are an important subject for the control and automation field. The tuning of their parameters has implications on the performance and safety of the application in which they work on and can be done based on an available process model. This paper presents the development of a computer tool to help process identification and PID controller tuning using MATLAB® software. The step response method and nonlinear regression were used as system identification techniques and the IMC (Internal Model Control) for PID controller tuning from the identified model. The developed tool has been implemented on a level control loop in a didactic plant. MATLAB® is used as an OPC (OLE for Process Control) client being able to access process data through Foundation Fieldbus industrial network.

Keywords: PID Controller, Process Identification, Loop Tuning, IMC, OPC.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
2	REVISÃO DE LITERATURA.....	15
2.1	Sistemas de controle	15
2.2	Modelagem	17
2.3	Tipos de modelos.....	19
2.4	Formas usuais de representação de modelos matemáticos.....	20
2.5	Identificação de sistemas.....	21
2.6	Controladores industriais	22
2.6.1	Ações básicas de controle	22
2.6.2	Controlador PI (Proporcional Integral).....	25
2.6.3	Controlador PD (Proporcional -Derivativo)	25
2.6.4	Controlador PID (Proporcional-Integral-Derivativo)	26
2.7	Sintonia de controladores PID	26
2.8	Foundation Fieldbus.....	27
2.9	OPC (OLE FOR PROCESS CONTROL)	29
2.10	Trabalhos similares	29
3	DESCRIÇÃO DO PROJETO	31
3.1	Proposta de trabalho	31
3.2	Modelagem dos sistemas	31
3.2.1	Sistemas de primeira ordem	32
3.3	Utilização de regressão não-linear para estimação de parâmetros.....	33
3.4	Método de sintonia dos controladores PID	34
3.4.1	IMC	34
3.5	Visão geral da planta de líquidos didática	36
3.6	Processo implementado.....	38
3.6.1	Configuração da Rede Industrial Foundation Fieldbus	38
3.6.2	Configuração do processo utilizando o Syscon®.....	39
3.7	MATLAB®	42
3.8	IPCOS OPC for MATLAB	43
3.8.1	Testes da resposta ao degrau	44
4	ENSAIOS.....	46
4.1.1	Modelo obtido	46
4.2	Sintonia do controlador PID.....	51
5	FERRAMENTA DESENVOLVIDA	56
5.1	Exemplo de utilização da ferramenta de identificação de processos e sintonia de controladores PID.....	57
6	CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS.....	63

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 Sistema de controle.	15
Figura 2 Controle em malha fechada.	16
Figura 3 Diagrama de blocos do sistema realimentado.	17
Figura 4 Diagrama de blocos para uma malha de controle ON-OFF.	22
Figura 5 Saída de um processo com controle ON-OFF.	23
Figura 6 Diagrama do controlador baseado no princípio de modelo interno.....	35
Figura 7 Vista geral da planta de líquidos didática.....	37
Figura 8 Processo de nível implementado	38
Figura 9 Configuração da planta no software Syscon®.	40
Figura 10 Configuração da estratégia de controle no Syscon® para malha de nível.....	42
Figura 11 Método de escrita e leitura nas variáveis de processo via OPC.....	44
Figura 12 Reposta ao degrau para o processo de nível.....	45
Figura 13 Divisão do Tanque TM em duas faixas de operação.	46
Figura 14 Seqüência de testes de degraus aplicados a Faixa 1.....	47
Figura 15 Seqüência de testes de degraus aplicados a Faixa 2.....	48
Figura 16 Curva real e curva do modelo obtido para a seqüência de testes da reposta ao degrau na Faixa 1 de operação.....	49
Figura 17 Curva real e curva do modelo obtido para a seqüência de testes da reposta ao degrau na Faixa 2 de operação.....	50
Figura 18 Parâmetros do controlador alterados quando nível passa da Faixa 1 para a Faixa 2 de operação.	53
Figura 19 Parâmetros do controlador alterados quando nível passa da Faixa 2 para a Faixa 1 de operação.	53
Figura 20 Controlador ajustado com os parâmetros da Faixa 1 de operação.....	54
Figura 21 Controlador ajustado com os parâmetros da Faixa 2 de operação.....	55
Figura 22 Tela inicial da ferramenta desenvolvida	58
Figura 23 – Etapa de leitura e escrita do valor de atuação do inversor de freqüência....	59
Figura 24 Apresentação da curva de nível durante o processo de aquisição.....	60
Figura 25 Obtenção dos parâmetros do processos e sintonia do controlador PID utilizando a ferramenta.....	61
Figura 26 Resposta do nível ao se alterar a referência com o controlador PID sintonizado com a ferramenta.	62

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 Relação de sintonia de controladores do tipo PI e PID para um processo de primeira ordem.	35
Tabela 2 – Descrição e localização dos blocos de função utilizados na configuração do processo de nível.	41
Tabela 3 Parâmetros identificados nos testes da resposta ao degrau.	51
Tabela 4 – Relação de sintonia obtida utilizando o IMC.	52

LISTA DE ABREVIATURAS

AI: Analog Input

AO: Analog Output

DLL: Dynamic Link Library

FF: Foundation Fieldbus

IMC: Internal Model Control

ISO: International Standards Organization

Kp: Ganho Proporcional

LAN: Local Area Network

MIMO: Multiple Input – Multiple Output

MISO: Multiple Input – Single Output

OLE: Object Link Embedding

OPC: OLE for Process Control

OSI: Open System Interconnection

PID: Proporcional-Integral –Derivativo

SCADA: Supervisory Control And Data Acquisition

SFR: Sistema Físico Real

SISO: Single Input – Single Output

TA: Tanque do Componente A

TB: Tanque do Componente B

Td: Tempo Derivativo

Ti: Tempo Integral

TM: Tanque de Mistura

VM: Variável Manipulada

VP: Variável de Processo

1 INTRODUÇÃO

A necessidade de se controlar sistemas e processos físicos existe desde os tempos remotos. Segundo Seborg, Edgar e Mellichamp (2004), processo pode ser entendido como a transformação de materiais para a fabricação utilizando operações físicas e químicas. Como decorrência da recente ênfase colocada sobre a segurança e operação eficiente das plantas industriais, o estudo sobre controle de processos tornou-se importante a partir dos últimos anos.

A complexidade dos sistemas dinâmicos nas indústrias exigiu o estudo e a construção de diversos métodos avançados para a otimização e controle de processos. Contudo, técnicas de controle do tipo PID (Proporcional-Integral-Derivativo) que datam da década de 30 (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004), ainda são estudadas e aplicadas em larga escala no controle de sistemas em geral, tais como pressão, nível e velocidade (ASTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

O rendimento do processo está diretamente relacionado ao desempenho de seu controlador, que incorpora uma chamada lei de controle contendo os parâmetros a serem manipulados neste sistema. Dentro deste contexto, um ramo importante da área de controle e automação é a sintonia dos parâmetros dos controladores. O correto ajuste destes implica em uma resposta do sistema ajustada para obter a saída desejada, de forma a se ter um processo mais eficiente.

Com o advento dos computadores digitais tornou-se possível a utilização de simulação dinâmica desde o projeto até a operação de plantas, incluindo os estudos de viabilidade de processos, e a aplicação de técnicas para obter modelos matemáticos de forma empírica, relacionando as entradas e saídas de um sistema. A modelagem permite estudar e/ou simular o comportamento de um sistema ao longo do tempo, sem a necessidade de se ter a sua implementação física. A identificação de processos constitui um grupo de diversas técnicas que possibilita inferir um modelo a um determinado processo, a priori, com um mínimo ou nenhum conhecimento acerca das leis químicas ou físicas que o regem.

O modelo dinâmico do processo, o qual deve representar as suas características fundamentais, pode ser utilizado para gerar ajustes apropriados aos controladores, seja pela simulação em computadores ou pela análise direta do modelo. Técnicas modernas de controle freqüentemente incorporam um modelo do processo na lei de controle. Tais técnicas são chamadas de controle baseado em modelo. Como exemplo, pode-se citar o controle

feedforward, o controle adaptativo ou o controle preditivo (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004).

Este trabalho tem como objetivo o desenvolvimento de uma ferramenta computacional para o auxílio à identificação de processos e à sintonia de controladores PID, utilizando o ambiente MATLAB®, aplicada a uma planta de líquidos didática implantada no Centro Universitário UNIVATES.

Pretende-se com esta ferramenta, obter as características fundamentais de um processo do tipo SISO (*Single Input- Single Output*), possível de ser representado por sistemas típicos de primeira ou segunda ordem. Além disso, deseja-se encontrar um ajuste apropriado para os parâmetros dos controladores PID, utilizando técnicas de sintonia baseadas no modelo do processo gerado pela ferramenta.

O projeto da planta de líquidos didática do Centro Universitário UNIVATES prevê a simulação de diversos processos reais encontrados na indústria, envolvendo as variáveis nível, temperatura, vazão e pH. Trata-se de um ambiente flexível, possibilitando uma maneira de treinamento, configuração e testes de controladores em redes industriais.

Como auxílio à área de controle de processos, as ferramentas computacionais vêm sendo extensivamente utilizadas, seja para a simulação ou para a identificação de processos. A simulação dinâmica de um sistema possibilita uma série de aplicações, dentre as quais se podem destacar (GARCIA, 2005):

- a) Projeto de equipamentos, processos e plantas e seus respectivos sistemas de controle;
- b) Explorar o dimensionamento/arranjo físico de equipamentos e componentes do processo;
- c) Pré-operação e operação de plantas;
- d) Otimização das condições operacionais de plantas;

Entre as diversas ferramentas de auxílio à área de controle de processos, destaca-se o MATLAB®, um programa interativo para cálculos científicos e de engenharia, muito utilizado no meio acadêmico por alunos e professores. Possui recursos robustos como estruturas de controle de fluxo idênticas à de linguagens de programação convencionais como Fortran, C, C++.

A família de programas MATLAB® inclui o programa principal e uma variedade de *toolboxes*, que são uma coleção de arquivos especiais chamados *M-files* que estendem a funcionalidade do programa principal. Juntos, o programa principal e o *Control System Toolbox* propiciam a capacidade para projetar e analisar sistemas de controle (DORF, 2001).

Este documento está dividido em 6 capítulos. O presente capítulo apresenta a motivação e os objetivos do trabalho. No capítulo 2 é apresentada a fundamentação teórica, tratando conceitos sobre modelagem de processos, controladores industriais e barramentos de campo. O capítulo 3 descreve o desenvolvimento do projeto: proposta de trabalho, ambiente didático e ferramentas utilizadas, técnica de identificação de sistemas e sintonia de controladores PID empregadas.

O capítulo 4 descreve os testes executados em um processo de nível, utilizando os métodos de identificação de processos e sintonia de controladores PID escolhidos. Apresenta-se, no capítulo 5, a ferramenta computacional desenvolvida no ambiente MATLAB® para auxílio na identificação de processos e sintonia de controladores PID com base no modelo levantado nos ensaios. O último capítulo trata das conclusões gerais e apresenta sugestões para trabalhos futuros.

2 REVISÃO DE LITERATURA

2.1 Sistemas de controle

De acordo com Bazanella e Silva (2005), um sistema de controle pode ser representado esquematicamente conforme a Figura 1.

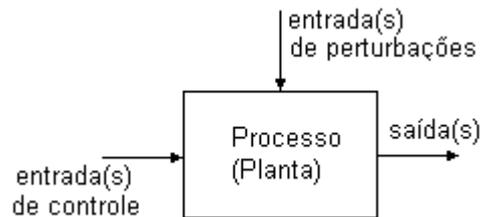


Figura 1 Sistema de controle.

O processo ou planta refere-se ao sistema a ser controlado. O sinal aplicado na(s) entrada(s) de controle é chamado de sinal de controle ou variável manipulada (VM). O sinal da(s) saída(s) do processo é chamado de variável controlada ou variável de processo (VP). Geralmente, um sistema a ser controlado estará sujeito a perturbações, ou seja, sinais que não podem ser manipulados.

O objetivo de um sistema de controle consiste, a partir do conhecimento do processo, determinar os sinais adequados a serem aplicados na entrada do sistema. Pretende-se que este siga um valor de referência desejado com os efeitos das perturbações minimizados ou até mesmo eliminados.

Uma estratégia de controle pode ser classificada em malha aberta ou malha fechada. No controle em malha aberta não se utilizam informações a respeito da evolução do processo para determinar o sinal de controle a ser aplicado. Aplica-se um sinal de controle na entrada e espera-se que ao final de certo tempo a variável controlada atinja um determinado valor ou comportamento.

Já no controle em malha fechada, informações a respeito de como evolui a saída do processo são utilizadas para determinar o sinal de controle que deve ser aplicado ao processo a cada instante de tempo. O sinal de saída é comparado com um sinal de referência, comumente chamado de *set-point*, sendo a diferença entre estes dois sinais é conhecida como sinal de erro. A partir deste último, determina-se o sinal de controle a fim de corrigir o desvio entre os sinais de saída e de referência.

De acordo com Bazanella e Silva (2004), a Figura 2 representa o diagrama simplificado de um sistema de controle em malha fechada, no qual todos os elementos são considerados ideais. O sinal do erro no sistema é calculado como:

$$e(t) = r(t) - y(t) \quad (1)$$

onde:

$e(t)$ é o erro no instante t ;

$r(t)$ é o sinal de referência no instante t ;

$y(t)$ é o sinal de saída no instante t .

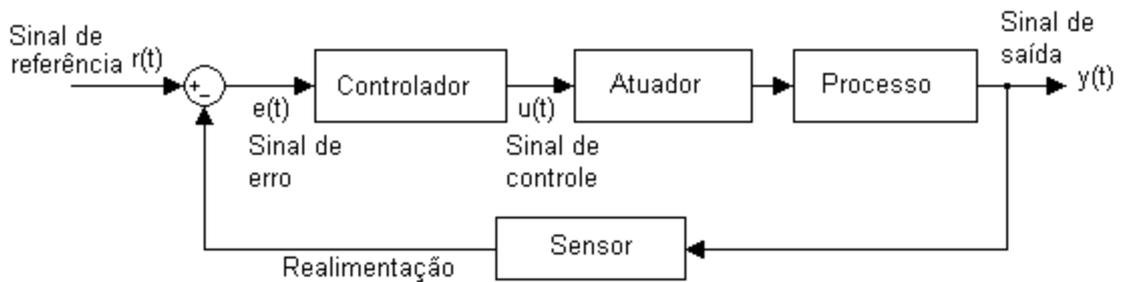


Figura 2 Controle em malha fechada.

Ao procedimento de comparar o sinal de saída com o sinal de referência dá-se o nome de realimentação ou *feedback*. O sinal de saída é normalmente medido através de um sensor. O controlador é o dispositivo que utiliza o sinal de erro e calcula o sinal de controle a ser aplicado à planta (BAZANELLA; SILVA 2005).

Entre o controlador e o processo se faz necessário o uso de um elemento atuador, o qual converte um determinado sinal, como por exemplo, um sinal elétrico, em outra grandeza física. Como exemplos de atuadores podem-se citar: válvulas, resistências elétricas e circuitos de acionamento de motores.

Considerando que o exemplo da Figura 2, um sistema realimentado, seja considerado linear e invariante no tempo, então pode ter a sua representação na forma de uma função de transferência, a qual expressa a relação entre entrada e saída do processo. A Figura 3 apresenta o modelo do sistema da Figura 2 na forma de diagrama de blocos, onde:

- $G(s)$, $H(s)$ e $C(s)$ correspondem, respectivamente, às funções de transferência do processo, sensor e controlador, sendo que a função de transferência do atuador está considerada de forma implícita em $G(s)$;
- $r(s)$, $e(s)$ e $u(s)$ correspondem respectivamente às transformadas de Laplace dos sinais de referência, erro e controle;

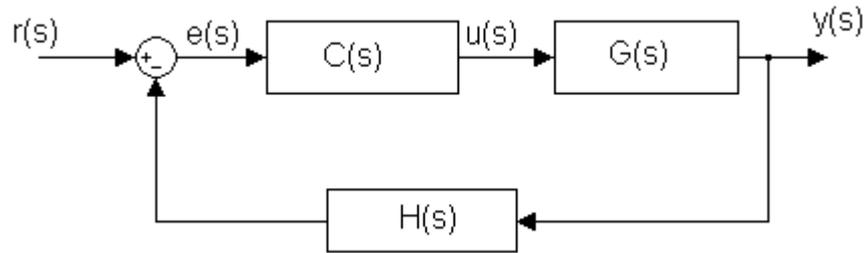


Figura 3 Diagrama de blocos do sistema realimentado.

A partir do diagrama de blocos da figura acima tem-se que:

$$y(s) = C(s)G(s)e(s) = C(s)G(s)(r(s) - H(s)y(s)) \quad (2)$$

de onde, isolando $y(s)$ na equação, encontra-se a função de transferência $T(s)$ em malha fechada, entre a entrada de referência $r(s)$ e a saída do processo $y(s)$, como:

$$T(s) = \frac{y(s)}{r(s)} = \frac{C(s)G(s)}{1 + C(s)G(s)H(s)} \quad (3)$$

2.2 Modelagem

Modelar é representar um sistema físico real (SFR), ou parte dele, em uma forma física ou simbólica, convenientemente preparada para prever ou descrever seu comportamento. Conforme Aguirre (2004) e Garcia (2005), modelagem matemática é a área do conhecimento que estuda maneiras de desenvolver e implementar modelos matemáticos de sistemas reais.

Sistemas ou processos podem ser descritos por modelos matemáticos e, de modo geral, o projeto de controladores pressupõe a existência de modelos capazes de representar as características dinâmicas dominantes do processo em estudo.

Desta forma, modelos matemáticos tornam-se poderosas ferramentas na área de sistemas de controle. Através deles, é possível analisar um processo sem a necessidade de dispor de sua estrutura física, evitando os custos e o tempo envolvidos em uma experimentação com o sistema real.

Normalmente na construção de modelos matemáticos e em simulações de um SFR adotam-se hipóteses simplificativas desta realidade física. O modelo desenvolvido para determinado sistema representa apenas uma aproximação, sendo que não existe apenas um modelo para o sistema, mas sim um conjunto de modelos, cada qual com características e desempenhos variados (GARCIA, 2005). Segundo Aguirre (2004), desenvolver um modelo que contenha muitas das características do sistema real é normalmente inatingível.

Geralmente fazem-se as seguintes considerações para simplificar o desenvolvimento de modelos aproximados:

- linearidade: diz-se que um sistema é linear se satisfaz o princípio da superposição. Supondo que, em um determinado sistema ao aplicar a entrada $u_1(t)$ produz-se a saída $y_1(t)$ e ao aplicar a entrada $u_2(t)$ produz-se a saída $y_2(t)$, este sistema satisfaz o princípio da superposição se quando excitado por $\alpha u_1(t) + \beta u_2(t)$ sua saída for $\alpha y_1(t) + \beta y_2(t)$, sendo α e β constantes;
- invariância no tempo: esta consideração implica que o comportamento do sistema modelado não varie com o tempo. Refere-se a um sistema no qual a dinâmica que está regulando a evolução temporal é a mesma. Diz-se que um sistema é invariante se um deslocamento no tempo na entrada causa um deslocamento no tempo na saída. Considerando que $u(t)$ e $y(t)$ sejam respectivamente a entrada a saída de um sistema, este será invariante no tempo se $u(t-t_0)$ produz $y(t-t_0)$;
- concentração de parâmetros: pressupõe que as variáveis de interesse variem apenas com o tempo e não no espaço. Parâmetros concentrados resultam em equações diferenciais ordinárias enquanto parâmetros distribuídos (descrevem o sistema tanto no tempo quanto no espaço) geram equações diferenciais parciais.

Segundo Aguirre (2004) e Garcia (2005) a modelagem matemática pode ser classificada em:

- Modelagem caixa-branca: neste tipo de modelagem é necessário conhecer bem o sistema e as leis físicas que o descrevem. A modelagem caixa branca também é conhecida como modelagem pela física ou natureza do processo ou por modelagem conceitual;
- Modelagem caixa-preta: uma das características desta técnica é que pouca ou nenhuma informação acerca do sistema é necessária. Tal método também é referenciado como modelagem empírica, sendo objeto de estudo da área de identificação de sistemas;
- Modelagem caixa-cinza: representa um conjunto de técnicas entre a modelagem caixa-branca e a modelagem caixa-preta. As técnicas deste grupo se caracterizam por utilizar informação auxiliar baseada na física do processo que não se encontra nos dados utilizados durante o processo de identificação (modelagem empírica).

Os modelos obtidos de forma teórica apresentam-se naturalmente sob a forma de equações diferenciais e, com o uso da Transformada de Laplace podem-se obter suas funções de transferência. Possuem uma faixa de validade mais ampla em comparação a modelos obtidos por meio de técnicas de identificação de sistemas, os quais têm sua faixa de validade restrita para um certo ponto, um certo tipo de entrada e um certo processo (GARCIA, 2005).

Embora modelos obtidos pela física do processo possam ser extrapolados a uma faixa maior de condições operacionais, devido ao tempo e conhecimento necessários no seu desenvolvimento, eles nem sempre são viáveis de serem implementados. Conforme Aström e Wittenmark (1997), muitas vezes, sistemas físicos reais contém diversos parâmetros desconhecidos que tornam muito difícil a obtenção de um modelo derivado de leis da física e química.

Para modelos desenvolvidos a partir de identificação de sistemas, as técnicas utilizadas e os requisitos necessários são bastante distintos dos da modelagem pela natureza do processo. Eles provêem relações dinâmicas entre variáveis selecionadas de entrada e saída.

Na construção de modelos empíricos, estes são, na maioria das vezes, determinados efetuando-se pequenas alterações nas variáveis de entrada em torno de uma condição nominal de operação. Segundo Aström e Hagglünd (1995) o sinal de excitação deve ser suficientemente grande para que a resposta seja observada facilmente em relação aos níveis de ruído e suficientemente pequena afim de que o sistema mantenha sua dinâmica linear. Os sinais de entrada e saída do processo são então registrados e submetidos a uma análise a partir da qual se infere um modelo para ele.

2.3 Tipos de modelos

Aguirre (2004) e Garcia (2005) corroboram em dizer que descrever todos os tipos de modelos matemáticos é impossível. A seguir descrevem-se alguns mais conhecidos.

- **Modelos Estáticos e Dinâmicos:** modelos estáticos são normalmente definidos por equações algébricas sem quantificar sua dependência temporal. Modelos dinâmicos levam em conta a evolução temporal de um sistema. As variáveis do sistema variam no tempo, sendo que a solução completa consiste dos regimes transitório e permanente. São compostos por equações diferenciais e podem incluir também equações algébricas.

- Modelos Discretos e Contínuos: modelos discretos descrevem a relação entre entradas e saídas em pontos de tempo discreto, assumindo-se que esses pontos sejam equidistantes e o tempo entre dois pontos consecutivos seja usado como unidade de tempo, de forma que o tempo t assumira valores 1, 2, 3. São descritos por equações à diferenças. Modelos contínuos são descritos por equações diferenciais e representam a evolução do sistema continuamente no tempo.
- Modelos SISO, MIMO e MISO: modelos SISO (*single input, single output*) referem-se à processos em que uma descrição é feita da influência de uma entrada sobre uma saída. Quando mais variáveis são incluídas resulta um modelo MIMO (*multiple input, multiple output*) ou MISO (*multiple input, single output*).

2.4 Formas usuais de representação de modelos matemáticos

Um modelo matemático pode ser representado de várias maneiras. Conforme Aguirre (2004), seria impossível citar todas as representações possíveis de modelos matemáticos. As mais formas mais comumente encontradas na literatura referem-se à funções de transferência e equações no espaço de estados.

Em função do comportamento particular de determinados tipos de não-linearidades, bem como da dificuldade de modelamento e tratamento matemático de funções de ordem superior, é conveniente a utilização de técnicas de identificação experimentais que permitam caracterizar os sistemas obtendo uma aproximação por função de transferência.

Por definição, a função de transferência de um sistema é definida como a Transformada de Laplace da sua resposta ao impulso. Ela descreve como uma determinada entrada é dinamicamente transferida para a saída de um sistema (OGATA, 2000).

A função de transferência pode ser obtida dividindo-se a Transformada de Laplace da saída pela Transformada de Laplace da entrada de um sistema, sendo normalmente representadas como a razão de dois polinômios em s .

As raízes do denominador da função de transferência são os pólos e as raízes do numerador são os zeros. O denominador da função de transferência corresponde à equação característica sendo que os pólos (autovalores) determinam as características naturais do sistema: instável, estável, sobre ou subamortecido, rápido ou lento, etc. (OGATA, 2000).

Já a representação no espaço de estados também modela as relações entre variáveis internas ao sistema, descrevendo o sistema no domínio do tempo, sendo mais conveniente para representar sistemas multivariáveis do que uma função de transferência.

De acordo com Ogata (2000) e Dorf (2001), um modelo linear invariante no tempo típico em espaço de estados tem a seguinte forma:

$$\begin{aligned}\dot{x} &= Ax + Bu \\ y &= Cx + Du\end{aligned}\tag{4}$$

onde

$x \in \mathfrak{R}^n$ é o vetor de estado n-dimensional,

$\dot{x} = \partial x / \partial t$;

$u(t) \in \mathfrak{R}^r$ é o vetor de entradas formado por r funções temporais;

$y(t) \in \mathfrak{R}^p$ é o vetor p-dimensional de saídas medidas;

A, B, C e D são matrizes constantes.

Se $r > 1$ e/ou $p > 1$ o sistema é multivariável; se $r=p=1$, o modelo é dito monovariável. O conhecimento do vetor de estado em qualquer instante t_0 especifica o estado ou condição do sistema neste instante.

Entre outras formas de representações podem ser citadas, como representações lineares: Modelo de Resposta ao Impulso Finita, Modelo ARX, ARMAX, ARMA, Modelos de erro na saída, Modelo Box-Jenkins. Como representações não-lineares podem ser citadas a Série de Voltera, Modelos de Hammerstein e de Wiener, Representações NARMAX (AGUIRRE, 2004).

2.5 Identificação de sistemas

Atualmente, a disponibilidade de sistemas e técnicas de aquisição de dados permite que se monitorem variáveis de sistemas e processos reais com taxas de amostragem que garantam a representação dinâmica do sistema por meio de tais dados. Tal condição vem impulsionando a utilização de técnicas de identificação de sistemas.

Na literatura referente à identificação de sistemas podemos encontrar diversos métodos para a obtenção de modelos matemáticos. Geralmente, estes são desenvolvidos utilizando-se resposta ao degrau ou a resposta em frequência (ASTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

Métodos baseados na resposta ao degrau, como o Método de Sundaresan (DESHPNDE, ASH, 1981 apud AGUIRRE, 2004), levam a sistemas de primeira ou de segunda ordem criticamente amortecidos, com ou sem atraso, ou a sistemas de segunda ordem subamortecidos. Através de métodos da resposta em frequência, a ordem do sistema e o número de zeros finitos e infinitos são determinados respectivamente em função das assíntotas do diagrama de Bode (DORF, 2001).

Aguirre (2004) cita métodos de identificação de sistemas a partir de ajuste por mínimos quadrados da resposta em frequência do sistema identificado ou de pontos obtidos experimentalmente.

2.6 Controladores industriais

O controlador é um dispositivo que realiza determinadas operações de modo a produzir um sinal de controle que satisfaça certas condições de operação em um processo. A estas operações se dá o nome de ações de controle (BAZANELLA; SILVA,2005).

De acordo com Seborg, Edgar e Mellichamp (2004), os tipos de controle em malha fechada predominantes são o controle PID (Proporcional-Integral-Derivativo) e o controle ON-OFF.

2.6.1 Ações básicas de controle

2.6.1.1 Ação On-Off

É o controlador de implementação mais simples. Para um sinal de realimentação acima da referência, ele mantém o sinal atuante no mínimo possível, enquanto que se o sinal de erro for negativo mantém o sinal de atuação no máximo possível. O diagrama de blocos deste controlador é apresentado na Figura 4 e sua resposta à entrada degrau na Figura 5. Nota-se que a saída apresenta uma grande variação em torno da referência (BAZANELLA; SILVA, 2005; DORF, 2001)

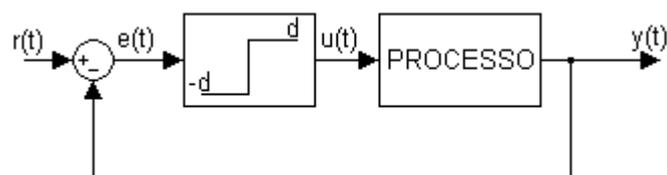


Figura 4 Diagrama de blocos para uma malha de controle ON-OFF.

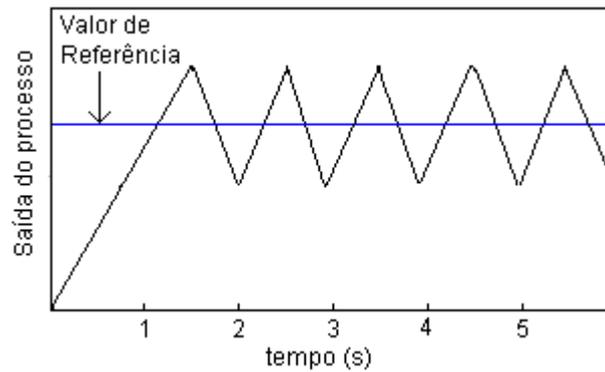


Figura 5 Saída de um processo com controle ON-OFF.

Na prática, deve-se implementar este controlador considerando-se uma pequena diferença entre os valores positivos e negativos de erro, um intervalo diferencial, conhecido como histerese, cuja finalidade é diminuir a frequência de acionamento do controlador e, portanto, aumentar a sua vida útil.

Este controlador é muito utilizado em dispositivos simples que não necessitam um controle sofisticado, tais como máquinas de lavar, fornos e aparelhos de ar-condicionado em geral.

2.6.1.2 Ação Proporcional

Neste tipo de ação o sinal de controle aplicado a cada instante à planta é proporcional à amplitude do valor de erro. Em outras palavras insere-se um ganho K no controlador, conforme:

$$u(t) = K.e(t) \quad (5)$$

Se, em um dado instante, o valor de saída do processo é menor que o valor da referência, isto é, se $e(t) > 0$, o controle a ser aplicado será positivo e proporcional ao módulo do erro $e(t)$. Caso o valor de saída seja maior que a referência, ou seja, se $e(t) < 0$, o controle aplicado será negativo e também proporcional ao módulo do erro.

O aumento da ação proporcional diminui o erro em regime permanente, isto é, o aumento do ganho K melhora a precisão do sistema em malha fechada. Embora quanto maior o valor de K menor seja o erro em regime permanente, nunca consegue se anular este erro completamente (DORF, 2001).

Esta ação de controle proporciona melhoras na resposta do sistema, principalmente quanto à sensibilidade a variações de parâmetros internos e externos, mas por outro lado introduz a possibilidade do sistema apresentar instabilidade. Quanto maior o ganho, mais

oscilatório tende a ficar o comportamento transitório do sistema em malha fechada. Na maioria dos processos físicos, o aumento excessivo do ganho proporcional pode levar o sistema à instabilidade. Qualquer que seja a natureza ou a forma de energia utilizada na implementação do controlador proporcional, ele será essencialmente um amplificador com ganho ajustável (OGATA, 2000).

2.6.1.3 Ação Integral

Na ação de controle integral, o sinal de controle é, em qualquer instante, proporcional à “área da curva” do sinal de erro atuante naquele instante. Esta ação consiste em aplicar um sinal de controle $u(t)$ proporcional à integral do sinal do erro $e(t)$:

$$u(t) = \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (6)$$

onde T_i é chamado de tempo integral ou reset time.

A ação integral tem uma função de “armazenar energia”. Se a partir de um determinado tempo t o erro é igual a zero, isto é, $e(t)=0$, o sinal de controle $u(t)$ será mantido em um valor constante proporcional à “energia do erro armazenada” até o instante t . Com este fato é possível obter-se o seguimento de uma referência constante com erro nulo em regime permanente, pois a ação integral garantirá a aplicação ao processo de um sinal de controle constante de modo que a saída $r(t)$ seja igual à entrada $y(t)$, isto é, $e(t)=0$.

2.6.1.4 Ação Derivativa

Esta ação corresponde à aplicação de um sinal de controle proporcional à derivada do sinal do erro:

$$u(t) = T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (7)$$

onde T_d é o tempo derivativo.

A derivada de uma função está relacionada com a tendência de variação desta função em um determinado instante de tempo. Assim, aplicar como controle um sinal proporcional à derivada do sinal de erro é equivalente a aplicar uma ação baseada na tendência de evolução do erro.

A vantagem de utilizar a ação derivativa é que a resposta é proporcional à taxa de variação do erro atuante, o que pode garantir uma ação de controle que minimize o erro antes

que o mesmo atinja valores demasiadamente grandes. Este controlador tem a característica de antecipar a ação corretiva do erro, tendendo a aumentar a estabilidade do sistema.

A ação derivativa fornece respostas transitórias mais rápidas, ou seja, melhora o comportamento dinâmico do sistema em malha fechada. No caso em que o sinal de erro em regime permanente é constante, a ação derivativa será igual a zero, não tendo efeito em regime permanente.

Embora o controle derivativo não afete diretamente o erro em regime estacionário, ele produz um amortecimento no sistema, permitindo a utilização de ganhos proporcionais mais elevados, resultando em uma maior precisão em regime estacionário.

2.6.2 Controlador PI (Proporcional Integral)

A ação integral está diretamente ligada à melhoria da precisão do sistema em regime permanente. Entretanto ela não é aplicada de maneira isolada, pois ela tende a tornar a resposta do sistema mais lenta ou instável (BAZANELLA; SILVA, 2005).

Devido a este fato, esta ação é empregada junto com a ação proporcional, constituindo o controlador PI, cujo sinal de controle é dado por:

$$u(t) = K(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau) \quad (8)$$

2.6.3 Controlador PD (Proporcional -Derivativo)

A função da ação derivativa é antecipar a ação de controle a fim de que o processo reaja mais rápido e que transitórios com característica oscilatória sejam evitados. Na prática, a implementação física de um derivador puro é impossível (HAYKIN; VEEN, 2001 apud BAZANELLA E SILVA, 2005). A função de transferência desta ação é dada por

$$\frac{u(s)}{e(s)} = T_d \cdot s \quad (9)$$

onde o ganho cresce com o aumento da frequência, deixando o sistema extremamente sensível a ruídos de alta frequência. Desta forma, emprega-se a ação derivativa junto com a ação proporcional, constituindo o controlador PD, cujo sinal de controle é dado por:

$$u(t) = K(e(t) + T_d \frac{de(t)}{dt}) \quad (10)$$

2.6.4 Controlador PID (Proporcional-Integral-Derivativo)

O controlador PID é a combinação das ações proporcional, integral e derivativa para gerar apenas um sinal de controle, o qual pode eliminar erros de regime permanente, através da ação integral, bem como antecipar o comportamento do processo por meio da ação derivativa. A ação proporcional confere ao sistema uma reação imediata à ação de perturbações ou variações de referência.

O sinal de controle gerado pelo controlador PID pode ser expresso, de forma genérica, como:

$$u(t) = Ke(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (11)$$

O controle PID é o mais utilizado pela facilidade de implementação e flexibilidade para atendimento às necessidades da indústria. A teoria de controle já estuda controladores com algoritmo PID desde meados do século passado, sendo que diversos trabalhos já comprovaram a eficiência do PID para controle clássico e avançado.

Funções de controle do tipo PID encontram-se implementadas em diversos instrumentos como CLP (Controlador Lógico Programável) e SDCD (Sistemas Digitais de Controle Distribuído). O ganho proporcional K, o tempo integral T_i e o tempo derivativo T_d são os parâmetros de sintonia dos controladores PID.

Contudo, em determinados processos, muitas vezes não se faz necessária ou é até mesmo indesejável a utilização dos três parâmetros de sintonia. É comum encontrar-se sistemas onde se anula o tempo integral ou o tempo derivativo, resultando nos controladores sob a forma PD e PI, respectivamente.

2.7 Sintonia de controladores PID

O ajuste dos controladores implica na eficiência de um processo. Um dos principais problemas com a utilização de controladores PID na indústria é a sintonia adequada de seus parâmetros, necessárias para se produzir uma resposta adequada do sistema, sem sobre-sinal e suficientemente rápidas.

Existem vários métodos para se fazer sintonia de controladores PID. A definição de seus parâmetros deve atingir os critérios pré-estabelecidos de precisão em estado estacionário, resposta transitória, estabilidade relativa, sensibilidade, rejeição a perturbações e esforço de

controle (DORF, 2001). Em se tratando da sintonia de controladores PID, dois modelos de testes podem ser abordados: malha aberta e fechada.

No grupo dos métodos baseados em testes em malha fechada podem ser incluídos o método por tentativa e erro, o qual requer o entendimento de como alterações nos parâmetros do controlador influem na resposta do sistema e a execução de um exaustivo número de testes (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004), e o método do período crítico, chamado de *continuous cycling method* por seus inventores (ZIEGLER; NICHOLS, 1942). Este último, apesar da popularidade no meio industrial, apresenta a restrição de resultar em respostas oscilatórias com overshoot médio de 25%.

Como principal vantagem do grupo dos métodos baseados em testes em malha fechada pode-se citar a não exigência de se obter um modelo para o sistema, ou seja, não é necessário o conhecimento de sua dinâmica. Em contrapartida, para processos muito lentos, os testes, além de numerosos, podem ser demorados. Ademais, existe o risco de o processo ser levado à instabilidade.

O grupo de métodos baseados em malha aberta requer a determinação a priori de modelos para os sistemas onde são aplicados, principalmente, na forma de funções de transferência sendo comum se executar o teste da resposta ao degrau (BAZANELLA; SILVA; 2005, SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004; ASTRÖM; HÄGGLUND, 1995). Como conseqüência, incertezas no modelo podem gerar comportamento indesejado na resposta do sistema em malha fechada, sendo esta a principal desvantagem destes métodos.

Entre os diversos algoritmos baseados em teste de malha aberta, pode ser citados os seguintes métodos: projeto baseado na curva de reação (ZIEGLER;NICHOLS, 1942); relações de Cohen-Coon; relações para minimização de índices de desempenho, como ITAE (Integral do Erro Absoluto ponderada pelo Tempo) e ISE(Integral do Erro Quadrático) (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004); o método da síntese direta e IMC (SEBORG; EGDA; MELLICHAMP, 2004) além de métodos no domínio da frequência (OGATA, 2000).

2.8 Foundation Fieldbus

As redes industriais, também conhecidas como barramentos de campo (*fieldbus*) vieram substituir a forma convencional de se interligar os diversos instrumentos existentes no “chão-de-fábrica”, onde cada um destes equipamentos era conectado diretamente à estação de controle. Com o advento destas redes, os equipamentos de uma planta industrial passaram a compartilhar o meio físico de comunicação.

A *Fieldbus Foundation* (FIELDBUS FOUNDATION, 2007) é uma organização independente, sem fins lucrativos, criada com o propósito de desenvolver e manter um padrão internacionalmente uniforme de redes de campo para automação de processos, o *Foundation Fieldbus*.

O barramento *Foundation Fieldbus* surgiu com o objetivo de interligar e operar instrumentos de campo com características diferentes e de diversos fabricantes. Consiste de um sistema de comunicação digital, em série e bidirecional que conecta equipamentos como sensores, atuadores e controladores.

Uma das principais características deste barramento industrial foi estender a execução das ações de controle aos instrumentos de campo, proporcionando a descentralização de tarefas. Além disso, esta rede incorpora vantagens como: maior imunidade a ruídos, pré-processamento de dados específicos além da transmissão de informações adicionais dos dados capacitando o diagnóstico do dispositivo e a previsão de falhas (SMAR, [S.d]).

A implementação da distribuição das funções de controle entre os equipamentos de campo ocorre por uma entidade chamada bloco funcional (*Function Block*), que representa uma função ou algoritmo como, por exemplo, um controlador PID, um integrador, entrada ou saída analógica, entrada ou saída discreta, etc. Por essa razão a tecnologia é normalmente chamada de tecnologia orientada a blocos ou *Block Oriented Technology*. A interligação desses blocos funcionais é que define a estratégia de controle e a programação do processo a ser controlado.

Assim como outros barramentos, o *Foundation Fieldbus* é baseado no modelo OSI para representar as várias funções requeridas em uma rede de comunicação. Ele foi concebido para a indústria de controle de processos objetivando: segurança intrínseca para atmosferas perigosas; variáveis identificadas por *tags* e expressas em unidades de engenharia; variáveis com *status*, onde o estado do dispositivo indica as condições da variável; blocos de função com parâmetros de entrada e saída padronizados, parâmetros de configuração e algoritmos padronizados.

O *Foundation Fieldbus* é baseado na arquitetura Minimapp, que utiliza o modelo OSI simplificado para controle de processos pela remoção das camadas que geralmente são associadas com aplicações não críticas temporalmente, utilizando apenas as de nível físico, nível de enlace de dados e de aplicação.

2.9 OPC (OLE FOR PROCESS CONTROL)

OPC é uma especificação técnica não proprietária, introduzida pela *OPC Foundation*, que define um conjunto de interfaces baseadas na tecnologia *OLE/COM* da *Microsoft*[®], tornando possível a interoperabilidade entre aplicações de automação e controle, sistemas e dispositivos de campo e aplicações situadas em níveis mais altos na hierarquia de uma planta industrial (OPC FOUNDATION; 2007).

Tradicionalmente, quando uma aplicação necessita acessar informações de um equipamento de controle ou de um dispositivo de chão de fábrica, uma interface customizada ou um *driver* de comunicação deve ser desenvolvido. Muitas destas aplicações não conseguem acessar as informações devido à inconsistência entre fabricantes de drivers e hardwares.

O OPC surgiu como uma tecnologia para conectar aplicações executadas na plataforma *Windows*[®] e equipamentos de controle de processos. Sendo um protocolo de comunicação aberto, permite um método consistente de acesso aos dados de inúmeros equipamentos dos mais diversos fabricantes, oferecendo ao usuário final uma maior liberdade na escolha dos equipamentos independentemente da disponibilidade de drivers de comunicação proprietários.

OPC constitui-se em um padrão industrial cliente-servidor para troca de parâmetros entre aplicações e possibilitar que variáveis dos dispositivos estejam disponíveis em um modo padrão onde múltiplos clientes podem simultaneamente acessá-las, não importando se o servidor está localizado em uma mesma estação de trabalho ou remotamente.

Um Cliente OPC é tipicamente um usuário dos dados tais como uma interface de operação ou um sistema supervisório (SCADA). Um servidor OPC é uma fonte que coleta ou gera dados a partir de um processo, disponibilizando-os aos clientes OPC.

2.10 Trabalhos similares

Encontra-se na literatura científica trabalhos referentes à sintonia de controladores PID utilizando o modelo de um processo obtido por técnicas de identificação. Tipicamente, estes modelos são representados na forma de funções de transferência de primeira ou segunda ordem.

Teixeira (2004) utiliza o método de Sundaresan para identificar um processo de temperatura em um forno de reaquecimento. A partir da aplicação de uma perturbação do tipo degrau, obtém-se os parâmetros correspondentes a um modelo de segunda ordem

subamortecido, com os quais se sintoniza o controlador do forno pelo método da síntese direta (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004). Este método de sintonia estabelece uma relação direta entre modelo e controlador do processo.

Fonseca, Araújo e Vaz (2004) aplicam o método dos mínimos quadrados para estimar os parâmetros de um processo de hidrogenação de gasolina. O controlador PID da planta é sintonizado pelo método de minimização da integral do erro de regime permanente (ITAE). Os dados referentes à etapa de identificação são adquiridos por um sistema supervisor e posteriormente transferidos ao MATLAB[®] para análise e tratamento.

Uma metodologia para resintonia de controladores PID, aplicadas a sistemas de primeira e segunda ordem, é proposta por Junior (2006). O trabalho apresenta duas etapas: uma de identificação do sistema utilizando o algoritmo dos mínimos quadrados e a segunda do projeto dos parâmetros do controlador PID utilizando o algoritmo do método do lugar das raízes.

Callai (2003) apresenta um sistema de escalonamento de ganhos para plantas não-lineares. Os ganhos do controlador PID para as diferentes regiões de operação do processo são obtidos baseando-se na estrutura IMC (*Internal Model Control*). Colombo e Leva (2004) também aplicam este mesmo método para a sintonia automática de controladores PID.

3 DESCRIÇÃO DO PROJETO

Neste capítulo é apresentada a proposta de trabalho e a metodologia utilizada para resolver o problema. Também se descreve a planta de líquidos didática sob a qual foi implementada uma malha de controle de nível, utilizada na aplicação do projeto.

3.1 Proposta de trabalho

Este projeto objetiva o desenvolvimento de uma ferramenta de auxílio à identificação de processos e a sintonia de controladores PID, que consiste de:

- a) implementação e configuração de um processo com condições operacionais satisfatórias para a execução do trabalho;
- b) obtenção do modelo matemático do processo implementado na forma de função de transferência, obtido por técnicas de identificação, assumindo que o mesmo seja:
 - linear em determinada faixa ou condição de operação;
 - invariante no tempo;
 - a parâmetros concentrados;
- c) sintonia dos parâmetros de ajuste (ganho proporcional, tempo integral e tempo derivativo) do controlador PID com base no modelo identificado para o processo;
- d) software em ambiente MATLAB® para interação com o processo, ajuste dos parâmetros e sintonia do controlador PID, de forma dinâmica, com visualização da curva de resposta do sistema.

3.2 Modelagem dos sistemas

Vários modelos aproximados podem ser empregados em aplicações de controle de processos. Modelos teóricos baseados em princípios físicos e químicos que os governam representam uma alternativa, contudo o seu desenvolvimento pode ser complexo e não-viável devido a parâmetros e variáveis desconhecidos, tais como o efeito de sensores e atuadores. Devido a isto, optou-se por obter de forma empírica o modelo para o processo, analisando-se a resposta do sistema após a aplicação de uma perturbação do tipo degrau na entrada.

3.2.1 Sistemas de primeira ordem

Uma função de transferência deste tipo tem a forma dada por

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (12)$$

onde:

K é o ganho do processo;

τ é a constante de tempo;

$U(s)$ é a entrada do sistema;

$Y(s)$ a saída do sistema.

Neste tipo de sistema, estando a saída do processo em equilíbrio, após a entrada ser submetida a um degrau, uma constante de tempo corresponde ao tempo em que o sistema leva para atingir 63,2% do valor de regime estacionário. Em cinco constantes de tempo, o sistema atinge 99,33% do valor de regime estacionário, e já pode ser considerado estável (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004; OGATA, 2000).

A resposta no domínio do tempo, $y(t)$, para o sistema descrito acima é dado por

$$y(t) = K.M.(1 - e^{-t/\tau}) \quad (13)$$

onde:

K é o ganho do processo;

M é a magnitude do degrau.

Em processos reais, a resposta do sistema não é alterada instantaneamente após a aplicação de uma perturbação na entrada. Há um atraso na resposta que pode ser manifestado em virtude do atraso de comunicação da rede industrial, ou das próprias características dos sensores e atuadores (BAZANELLA; SILVA; 2005). Esse período é conhecido como atraso de transporte, sendo representado por θ . A equação seguinte apresenta o modelo de um sistema representado por uma função transferência de primeira ordem com atraso de transporte.

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (14)$$

3.3 Utilização de regressão não-linear para estimação de parâmetros

Técnicas de regressão permitem calcular os parâmetros desconhecidos de um sistema baseado no ajuste dos dados a um modelo de referência. Um modelo não-linear genérico pode ser escrito como :

$$y = f(u_1, u_2, u_3, \dots, \beta_1, \beta_2, \beta_3 \dots) \quad (15)$$

em que:

y é a saída do modelo;

u_j são as entradas do sistema;

β_j são os parâmetros a serem estimados.

Neste caso, β_j não aparece linearmente no modelo, sendo que é possível definir um critério que minimize a soma dos erros dos quadrados para um certo conjunto de β_j (SEBORG, EDGAR, MELLICHAMP, 2004; MARTIN, KASSAB, 2006):

$$\min_{\beta_j} S = \sum_{i=1}^N (Y_i - \hat{y}_i)^2 \quad (16)$$

onde:

Y_i : a i-ésima saída medida;

y_i : denota a predição do modelo;

S: é a soma dos erros quadráticos.

De acordo com a Equação 12, que descreve a função de um sistema de primeira ordem, o ganho K e a constante de tempo τ são os parâmetros a serem identificados.

O ganho pode ser facilmente determinado analisando a relação entre a variação do sinal de entrada e a variação do sinal de saída. Embora seja sabido que a constante de tempo τ corresponde ao instante de tempo em que o sistema atinge 63,2% da resposta em regime estacionário, adotou-se a estimação deste parâmetro por regressão não-linear ao se observar que ruídos possibilitariam interpretar este valor de forma equivocada e também por dificultarem o emprego de métodos tradicionais, tais como o Método da Tangente (OGATA, 2000).

Conforme a Equação 13 que descreve a evolução temporal de um processo de primeira ordem, o parâmetro τ aparece de forma não-linear, e de acordo com Seborg, Edgar e Mellichamp (2004) é possível aplicar técnicas de regressão não-lineares. Neste trabalho, empregou-se a função *nlinfit* do MATLAB® para a estimação de parâmetros não-lineares.

Esta função utiliza o Método de Gauss-Newton, sendo amplamente utilizado em várias áreas da áreas de ciências exatas, biológicas e econômicas (MATHWORKS, 2001).

O método de Gauss-Newton utiliza uma expansão em Série de Taylor para aproximar o modelo de regressão não-linear com termos lineares. Para tanto, necessita que seja atribuído um valor inicial ao parâmetro a ser identificado, para que por meio de sucessivas iterações procure um valor que convirja a minimizar o erro quadrático (MATHWORKS, 2001).

3.4 Método de sintonia dos controladores PID

Se um modelo satisfatório de um processo está disponível, torna-se vantajoso projetar ou ajustar o controlador com base no modelo do sistema. Esta estratégia é conhecida como controle baseado em modelo. Neste trabalho, utilizou-se o método de controle por modelo interno, o IMC (Internal Model Control).

O IMC é um método de sintonia robusto e simples que fornece excelentes resultados para aplicações nas quais se deseja que a saída do processo siga alterações de *set-point*. Tal técnica de sintonia vem incorporada em softwares de *auto-tuning* comerciais como o *Intelligent Tuner*[®], da *Fisher-Rosemount*[®] (ASTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

3.4.1 IMC

O princípio de modelo interno é um método genérico para projetos de sistemas de controle que pode ser aplicado à controladores PID. Um diagrama de blocos de um sistema de controle em malha fechada com um controlador baseado no princípio de modelo interno é apresentado na Figura 6. Neste diagrama de blocos assume-se que a ação de todas as perturbações são reduzidas a uma perturbação equivalente indicada por d na a saída do processo. G_m é o modelo do processo, G_m^{-1} é o inverso do modelo e G_f é um filtro passa-baixa. O controle por modelo interno deriva do fato de o controlador conter um modelo do processo internamente, o qual é conectado em paralelo com o processo.

Se o modelo coincide com o processo, ou seja, $G_m = G_p$, o sinal e igual à perturbação d para todos sinais de controle u . Caso $G_f = 1$ e G_m^{-1} seja exatamente o inverso do processo, então a perturbação d é perfeitamente anulada. O filtro G_f é introduzido de modo a obter um processo menos sensível a erros de modelagem. Conforme Seborg (2004), uma escolha típica para este filtro é dada por:

$$G_f = \frac{1}{(\tau_c + 1)} \quad (17)$$

em que τ_c é um parâmetro de projeto que define o desempenho do controlador.

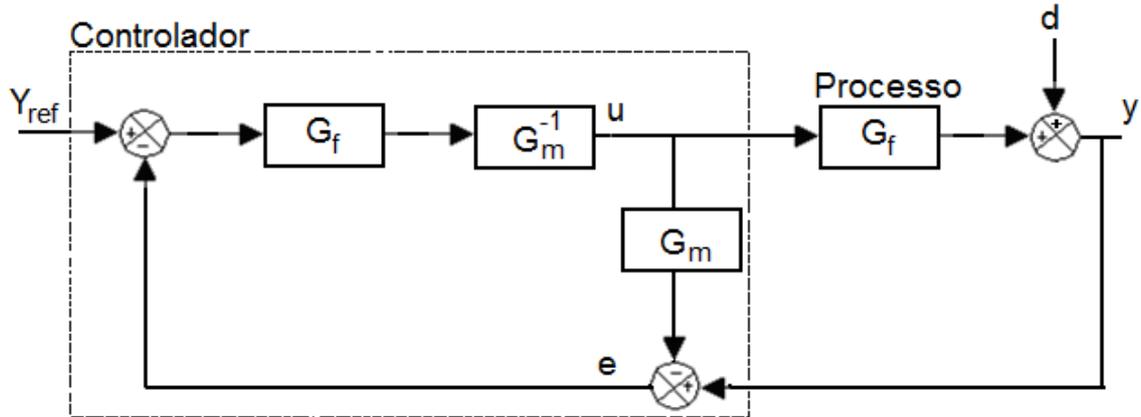


Figura 6 Diagrama do controlador baseado no princípio de modelo interno.

Conforme Aström e Hägglund (1995), o controlador obtido por princípio do modelo interno pode ser representado como uma função de transferência dada por:

$$G_c = \frac{G_f G_m^{-1}}{1 - G_f G_m^{-1} G_m} \quad (18)$$

Desta expressão, segue que os controladores deste tipo cancelam os pólos e zeros do processo. O IMC tipicamente resulta em controladores de ordem elevada, contudo, o princípio de controle por modelo interno pode ser aplicado para derivar controladores do tipo PI e PID.

Chien e Fruehauf (1990) desenvolveram relações para sintonia de controladores PI e PID para os tipos mais comuns de modelos de processos, utilizando o princípio de controle por modelo interno. Para um sistema de primeira ordem utilizando um filtro conforme a Equação 17, as relações de sintonia para os controladores do tipo PI e PID são dadas pela Tabela 1.

Tabela 1 Relação de sintonia de controladores do tipo PI e PID para um processo de primeira ordem.

Controlador	Kp	Ti	Td
PI	$\frac{\tau}{K(\tau_c + \theta)}$	τ	-
PID	$\frac{\tau + \theta/2}{K(\tau_c + \theta/2)}$	$\tau + \frac{\theta}{2}$	$\frac{\tau\theta}{2\tau + \theta}$

A constante indicada por τ_c , como explicado anteriormente, é utilizada para ajustar o desempenho do controlador. Um valor alto de τ_c produz um controlador conservador, com resposta mais lenta, enquanto valores baixos para τ_c produz um controlador pouco conservador, com resposta mais rápida e agressiva. De modo geral, aumentando o termo τ_c , produz-se um controlador mais conservador por que o ganho K_c diminui enquanto T_i aumenta (RICE; COOPER, 2002).

3.5 Visão geral da planta de líquidos didática

A planta de líquidos didática do Centro Universitário UNIVATES consiste basicamente de tanques e reservatórios interligados. Diversos processos industriais apresentam tanques interconectados para armazenamento e processamento de produtos líquidos e tanques de água acoplados têm sido utilizados também em laboratórios de diversas universidades para o ensino teórico e prático de disciplinas na área de controle a nível superior (BARBOSA, 2004).

A Figura 7 ilustra o projeto da planta de líquidos didática de líquidos para o Laboratório de Controle e Automação do Centro Universitário UNIVATES.

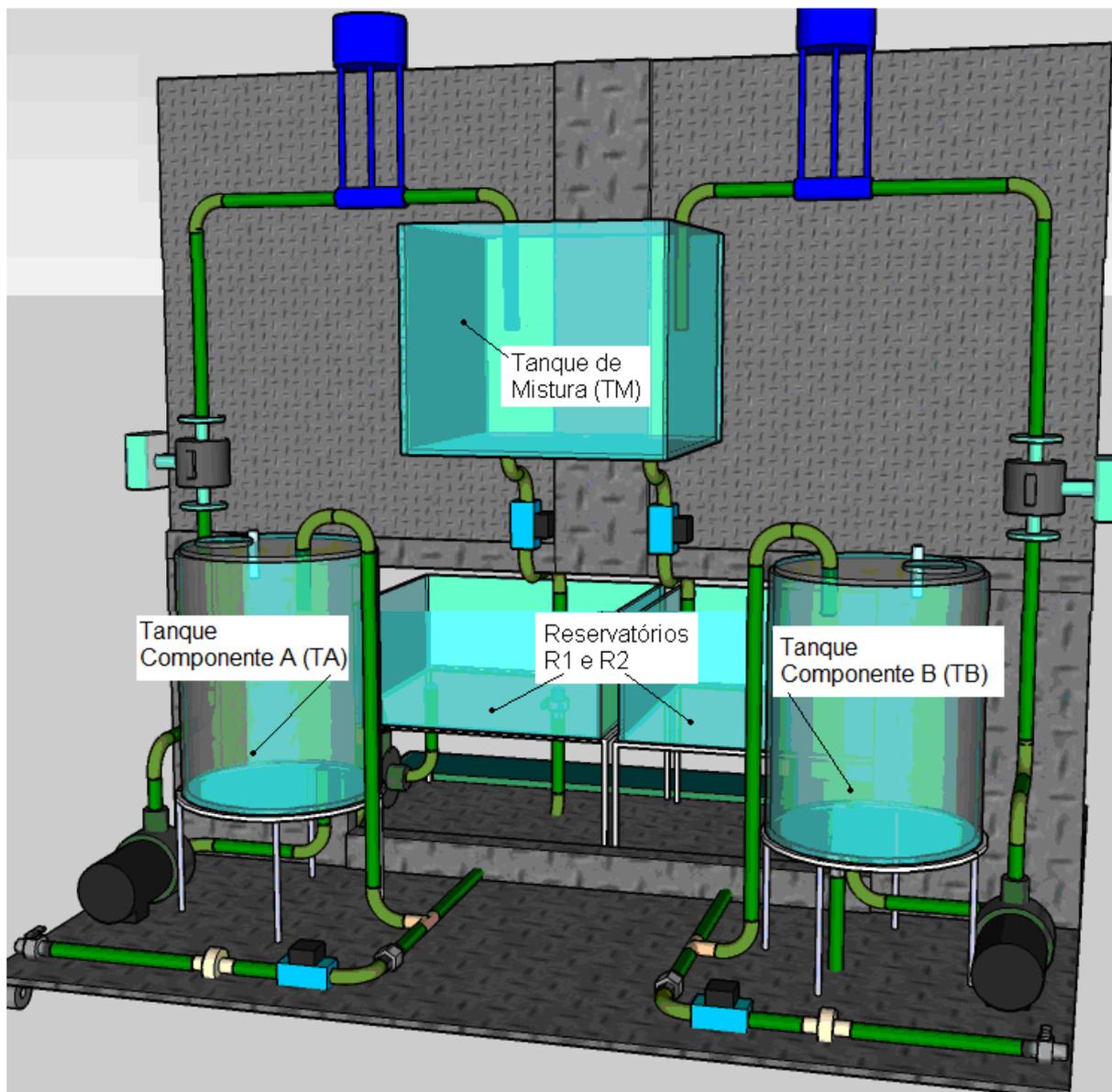


Figura 7 Vista geral da planta de líquidos didática.

Conforme a Figura 7, a planta é composta por três tanques de processo, indicados por TA (Tanque do Componente A), TB (Tanque do Componente B) e TM (Tanque de Mistura). Possui diversos equipamentos típicos da área industrial como sensores de nível, temperatura, pH e vazão; e elementos atuadores: válvulas de controle proporcional, válvulas *ON-OFF*, bombas dosadoras e bombas centrífugas. Estes instrumentos são interligados pela rede de comunicação industrial Foundation Fieldbus, através de transmissores e conversores de sinais.

A configuração do barramento, dos instrumentos e das estratégias de controle é realizada com o software de configuração de ambientes Foundation Fieldbus Syscon®, desenvolvido pela empresa Smar®. A escrita ou leitura das variáveis dos processos ocorre por meio do servidor OPC, SmarDFIOleServer.0®, desenvolvido pela mesma empresa.

3.6 Processo implementado

Para desenvolvimento deste trabalho, implementou-se, na planta de líquidos didática, um processo de nível, representado pela Figura 8. Neste processo pretende-se controlar o nível no tanque de mistura manipulando o fluxo de água de TA para TM.

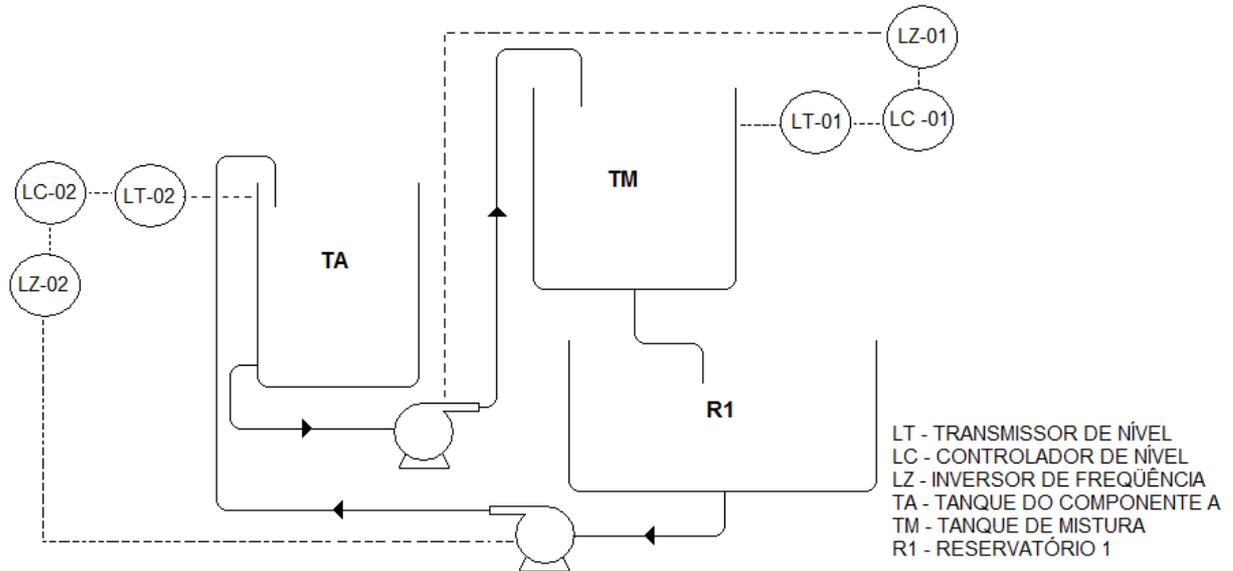


Figura 8 Processo de nível implementado

Uma bomba centrífuga transfere água de TA para TM. O líquido que sai de TM vai para o reservatório indicado por R1 e então reconduzido a TA novamente, sendo, portanto, reaproveitado. Esta configuração não é a usual na indústria, pois o produto gerado normalmente é transferido para alimentar um outro processo. Contudo, para o processo em questão é indiferente se o líquido é recirculado ou é usado em outro processo a jusante. Um controle PID, formado pelas *tags* indicadas na figura acima por LZ-02, LC-01 e LT-02, mantém constante o nível no Tanque do Componente A, evitando que a bomba centrífuga, na saída deste, altere a vazão que fornece em virtude de mudanças na altura manométrica de sucção. A vazão de água de TA para TM é manipulada alterando-se a velocidade de rotação da bomba centrífuga na saída do tanque do componente TA por meio de um inversor de frequência (LZ-01).

3.6.1 Configuração da Rede Industrial Foundation Fieldbus

A implementação de um determinado processo ocorre basicamente pela configuração da rede *Foundation Fieldbus*, que consiste de três etapas: configuração física, configuração lógica e parametrização dos blocos (SMAR, [S.d]).

3.6.1.1 Configuração física

Na configuração física, informam-se os dispositivos que serão utilizados, os blocos de função necessários ao controle do processo em questão e em que dispositivo estes blocos serão executados. Por se tratar de um ambiente *Foundation Fieldbus*, os blocos de controle da planta podem ser alocados em qualquer instrumento da rede, desde que os fabricantes dos instrumentos disponibilizem estes blocos.

3.6.1.2 Configuração Lógica

Na configuração lógica, definem-se as estratégias de controle, indicando a forma como os blocos de funções presentes nos dispositivos se relacionam.

Neste trabalho, na etapa de configuração lógica foi implementada a estratégia de controle PID, a qual será descrita nas seções seguintes. Basicamente, três blocos funcionais são utilizados: uma entrada analógica (AI), que disponibiliza para o sistema a leitura de um sensor, um controlador PID que calcula a ação de controle a ser aplicada ao sistema, e uma saída analógica (AO) que transfere um determinado valor de atuação ao elemento final de controle.

3.6.1.3 Parametrização dos blocos

Depois de definidos os dispositivos e blocos integrantes do sistema e a estratégia de controle, é necessário configurar uma série de parâmetros em cada um dos blocos funcionais. Estes parâmetros podem ser de entrada, saída ou parâmetros internos do bloco.

Nesta etapa são configurados parâmetros como as escalas dos blocos de entrada e saída (4-20mA, 0 a 100%, etc), modos de operação (automático, manual, inoperante, etc), parâmetros de controladores PID (Ganho, tempo integral, tempo derivativo, etc), unidades de engenharia para as variáveis de processo (L/min, m³/h, °C, etc).

3.6.2 Configuração do processo utilizando o Syscon®

A Figura 9 ilustra a configuração da planta didática no ambiente Syscon®. Observa-se que há um canal *Foundation Fieldbus*, indicado por canal1, em que encontram inseridos cinco dispositivos FF, os quais possibilitam implementar malhas de controle de nível, vazão ou temperatura.

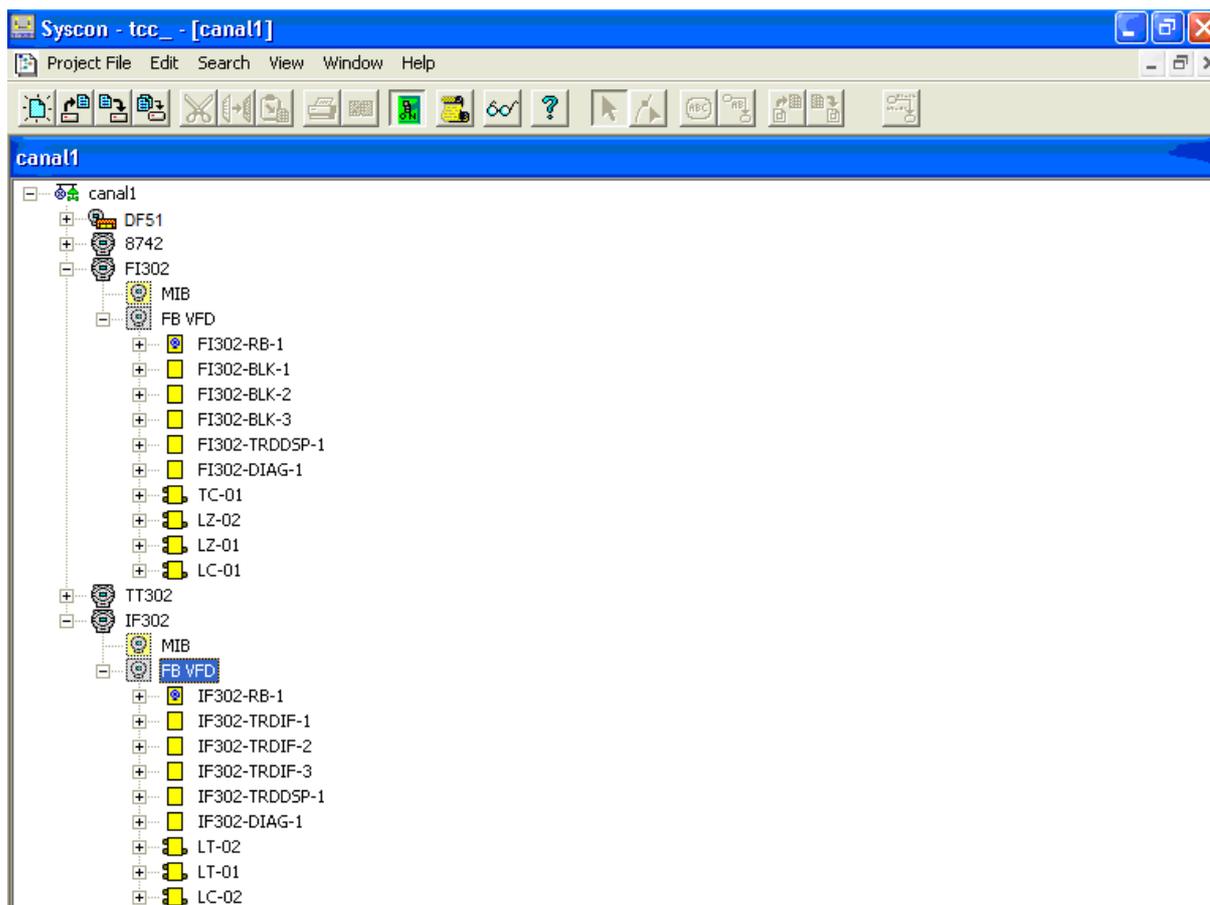


Figura 9 Configuração da planta no software Syscon®.

Conforme a Figura 9, os dispositivos FF inseridos na planta são identificados por uma *tag*, atribuída no momento de configuração da rede. Na configuração representada na figura anterior, os equipamentos estão identificados com seus nomes comerciais:

- DF51: *Bridge Foundation Fieldbus* que provê serviços de comunicação para controle de *links* e supervisão via OPC, configuração de instrumentos e integração de estratégias de controle.
- 8742: transmissor de vazão;
- FI302: conversor FF/4-20 mA com três canais;
- TT302: transmissor de temperatura;
- IF302: conversor 4-20mA/FF com três canais;

Mais especificamente, os instrumentos utilizados para compor o processo de nível foram o conversor FF/4-20mA (FI302) e o conversor 4-20 mA/FF (IF302). A Figura 9 indica os diversos blocos de função possíveis de serem alocados para estes dispositivos. Estes blocos também são identificados por tags, atribuídas no momento em que estes são inseridos no

instrumento. A Tabela 2 a seguir relaciona os dispositivos FF e os blocos de função alocados para cada um deles a fim implementar o sistema apresentado na Figura 8.

Tabela 2 – Descrição e localização dos blocos de função utilizados na configuração do processo de nível.

Dispositivo FF	Blocos de função alocados
FI302 (Conversor FF/4-20mA)	LC-01(PID), LZ-01(AO), LZ-01(AO), LZ-02(AO)
IF302 (Conversor 4-20mA/FF)	LT-01(AI), LT-02(AI), LC-02(PID)

Há ainda outros blocos alocados em cada instrumento, porém não são blocos de função. São conhecidos como blocos do tipo *Resource* e *Transducer*. Blocos do tipo *Resource* definem as características específicas do *hardware* de cada equipamento. Blocos do tipo *Transducer* executam funções, tais como calibração e linearização de dados de entrada e saída, convertendo-os para uma representação independente do equipamento (SMAR, [S.d]).

A implementação da estratégia de controle de nível ocorre informando como se relacionam os blocos de função utilizados: LT-01, LC-01, LZ-01, LT-02, LC-02, LZ-02, conforme a Figura 10.

A saída do bloco de entrada analógica LT-01, que corresponde à leitura do nível no tanque de Mistura, é conectada à entrada do bloco de controle PID, LC-01. No bloco PID são definidos os valores de SP e os parâmetros de ajuste do controlador. É possível também, configurar o controlador para que este não atue sobre o processo, deixando o sistema em malha aberta para a etapa de identificação.

O sinal de controle calculado pelo bloco LC-01 é transferido para a entrada do bloco de saída analógica LZ-01. Este último bloco está associado ao sinal de referência do inversor de frequência. A saída deste bloco deve ser retornada ao controlador LC-01 para que este tenha confirmação do sinal de controle calculado anteriormente. Estas ligações compõem a malha de controle de nível do tanque de mistura sendo que a construção da estratégia de controle para a malha de nível auxiliar, formada por LT-02, LC-02 e LZ-02, é análoga.

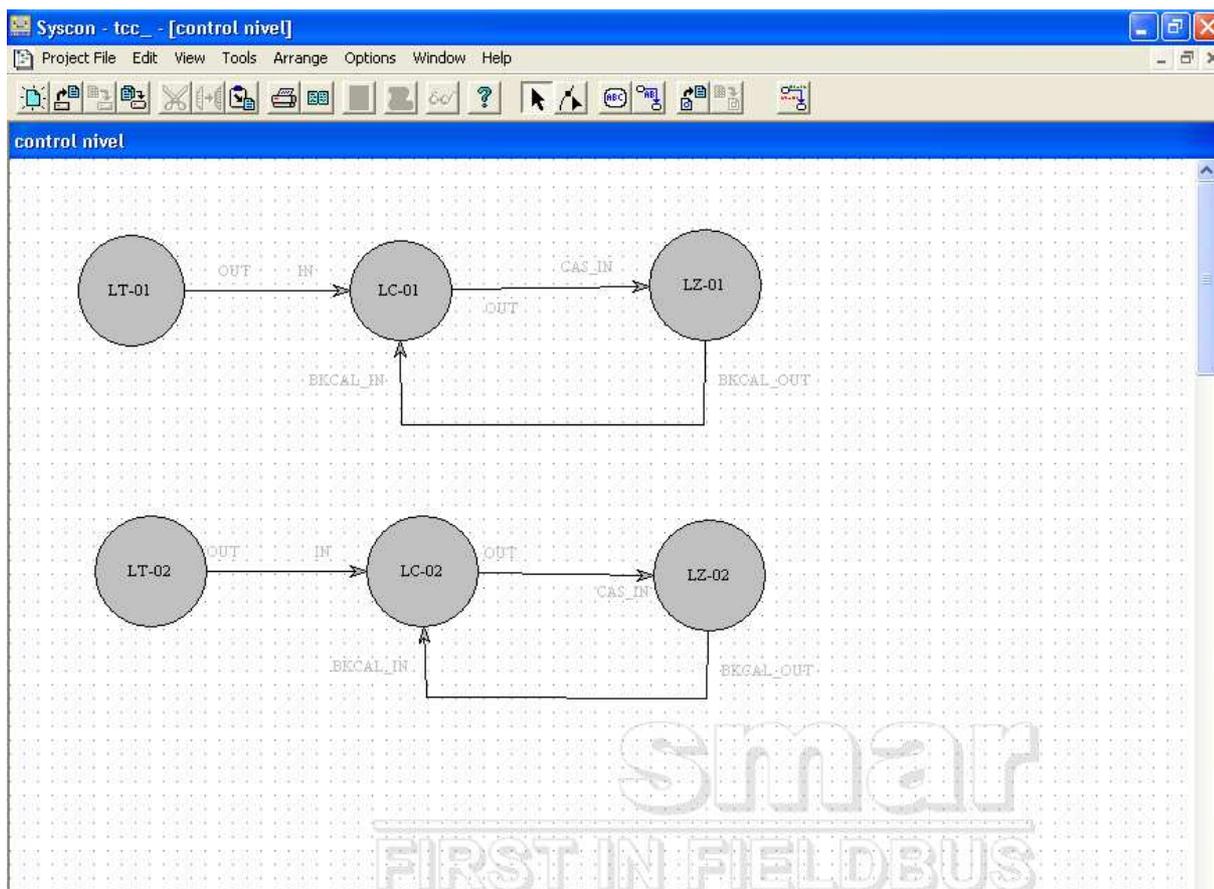


Figura 10 Configuração da estratégia de controle no Syscon® para malha de nível.

Os inversores de frequência não possuem comunicação diretamente com o barramento *Foundation Fieldbus*. A tag indicada por LZ-01 é um bloco com a função de saída analógica que envia um sinal de referência ao inversor de frequência por meio de um conversor FF/4-20 mA. O inversor tem sua frequência de saída ajustada entre 0 e 100%, pelo sinal de referência de 4 a 20 mA. Para o processo de nível em questão, o inversor teve sua faixa de operação parametrizada entre 15Hz e 45 Hz. Portanto um valor de 0% no bloco de função LZ-01 corresponde a uma frequência de 15 Hz e um valor de 100% a uma frequência de 45 Hz.

3.7 MATLAB®

MATLAB® (*MATrix LABORatory*) é um software interativo de alta performance voltado para o cálculo numérico, comercializado pela *The Mathworks, Inc*, dos Estados Unidos. O MATLAB® integra análise numérica, cálculo com matrizes, processamento de sinais e construção de gráficos (MATHWORKS, 2001).

Escolheu-se para este trabalho o uso do MATLAB® baseando-se na ampla divulgação deste software nos meios acadêmicos e científicos. Além disso, trata-se de uma ferramenta

com mais recursos no desenvolvimento de funções como análise de dados, regressão, simulação e exibição de gráficos em comparação à linguagens de programação tradicionais como Fortran, Basic ou C/C++. Utilizou-se a versão 5.3 do MATLAB[®], a qual pode ser adquirida gratuitamente, com todos os seus toolboxes, para fins educacionais.

3.8 IPCOS OPC for MATLAB

O acesso às variáveis dos processos na planta de líquidos didática, a nível de usuário, como comentado anteriormente, ocorre por meio de um servidor OPC. Para permitir que o MATLAB[®] identifique um processo e sintonize um controlador PID, dinamicamente, a partir de dados da planta didática, faz-se necessário torná-lo um cliente OPC.

Assim utilizou-se junto com o Matlab[®], o cliente *OPC for Matlab*[®], desenvolvido pela empresa IPCOS, *OPC for Matlab*[®]. Trata-se de uma DLL que implementa um cliente OPC, permitindo ao Matlab[®] acessar variáveis referentes ao processo através da escrita e leitura no servidor SmarDFIOleServer.0[®].

Há duas formas de acesso aos dados do processo utilizando o *IPCOS OPC for MATLAB*[®]:

- a) transferência direta de dados com comandos de escrita e leitura;
- b) transferência de dados utilizando uma área de *cache*;

Este trabalho utilizou a transferência por meio da área de *cache* do cliente OPC, após ser observado que este método apresenta maior velocidade de comunicação. Além disso, problemas na troca de dados foram verificados em vários testes utilizando a primeira forma, como falhas freqüentes durante os processos de escrita e/ou leitura.

A Figura 11 apresenta a forma como funciona a troca de dados entre o MATLAB[®] e o servidor OPC Smar.DFIOleServer.0. Inicialmente definem-se as variáveis (de escrita e/ou de leitura) que serão transferidas via *cache*. Com um único comando de leitura em *cache*, todas as informações são transferidas do servidor OPC para a *cache* do cliente OPC podendo ser então lidas com comando normal de leitura. Já o processo de escrita consiste em um primeiro momento escrever todas as variáveis com comando de escrita normal e depois transferir todas as variáveis da *cache* do cliente OPC para o servidor OPC.

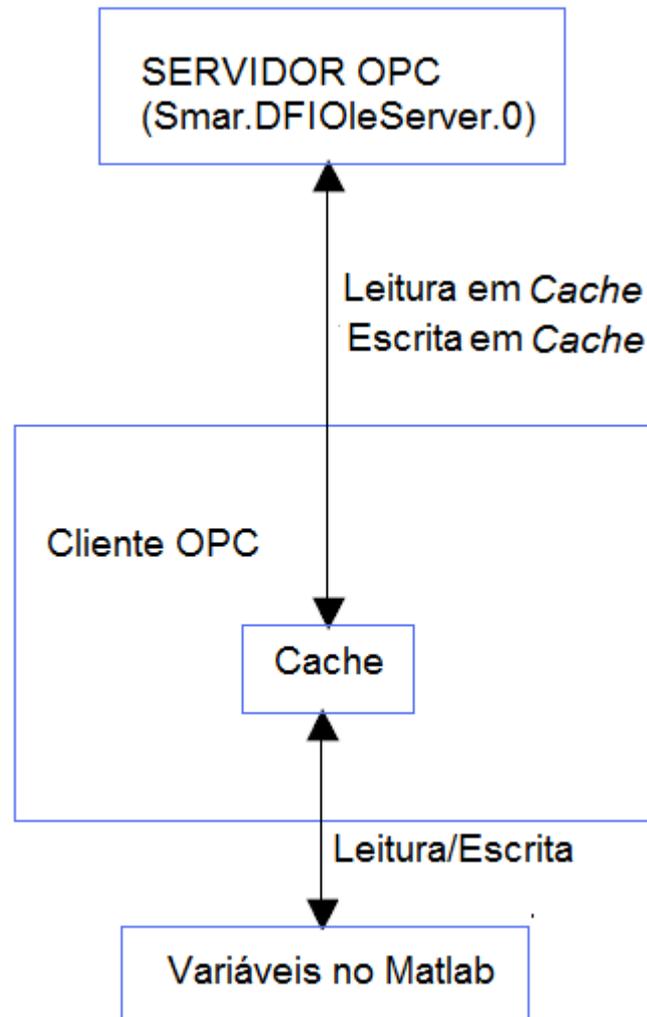


Figura 11 Método de escrita e leitura nas variáveis de processo via OPC.

3.8.1 Testes da resposta ao degrau

O teste da resposta ao degrau é muito utilizado em aplicações de controle para se determinar a dinâmica dominante de um sistema ou processo. Trata-se de um teste relativamente simples que conduzem a modelos aproximados funções de transferência típicas de primeira ou segunda ordem (AGUIRRE, 2004; ASTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

Diversos processos industriais podem ser satisfatoriamente aproximados por funções de transferência de primeira ou segunda ordem, sendo na maioria das vezes, estes modelos adequados para a sintonia de controladores PID (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004). Processos de nível semelhantes aos implementados neste trabalho são modelados na forma de uma função de transferência de primeira ordem (GARCIA, 2004; UBERTI et.al., 2004; LIMA et.al. , 2004).

A seguir, apresenta-se o teste da resposta ao degrau executado no processo de nível implementado. Neste teste, o sistema é conduzido até um ponto em que o nível atinja estabilidade em malha aberta, ou seja, sem a atuação do controlador. Aplica-se, então, como degrau, uma variação no sinal de referência do inversor de frequência que controla a velocidade da bomba centrífuga na saída de TA.

A Figura 12, a seguir apresenta a resposta do sistema de nível ao se variar o sinal de referência do inversor de frequência de 16% para 17,5%, conforme o processo de nível ilustrado pela Figura 7 na Seção 3.6.

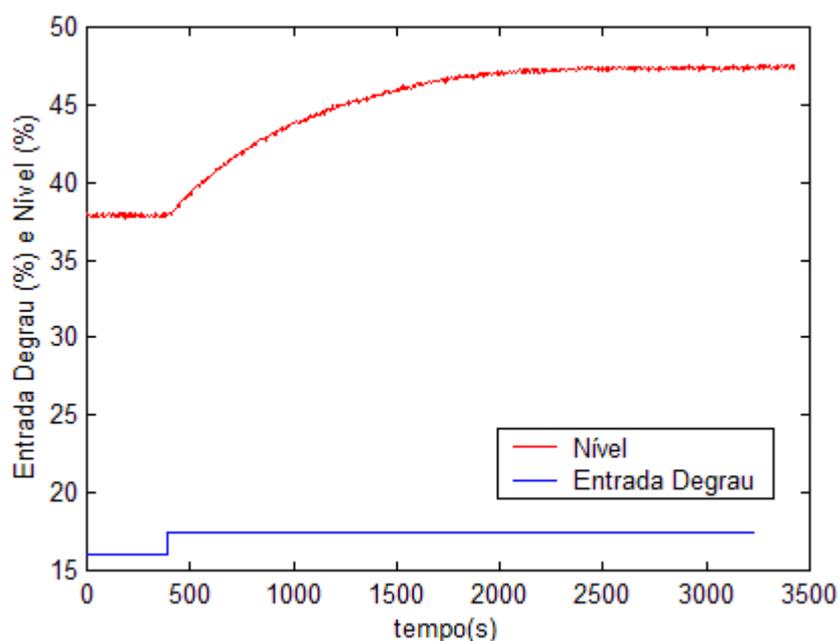


Figura 12 Reposta ao degrau para o processo de nível.

De acordo com a curva de nível apresentada na Figura 12, observa-se que este processo teve sua resposta ao teste da reposta ao degrau em conformidade com um sistema da primeira ordem (GARCIA, 2004; SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004; MARTIN; KASSAB, 2006).

4 ENSAIOS

4.1.1 Modelo obtido

A seguir apresentam-se os testes da resposta ao degrau para estimar os parâmetros dos modelos para o processo de nível. Sistemas físicos reais caracterizam-se por serem não-lineares e a representação na forma de uma função de transferência aplica-se, a rigor, somente a sistemas lineares. Modelos obtidos de forma empírica são aplicados e válidos, portanto, em condições próximas aos pontos de operação em que foram obtidos.

Conforme Bazanella e Silva (2005), em um processo de nível como o implementado neste trabalho, os parâmetros de ganho e constante de tempo variam de acordo com o ponto de operação. Seguindo a abordagem de múltiplos modelos descrita por Uberti et.al. (2004) e Lima et.al. (2004), dividiu-se o sistema de nível em duas faixas de operação, ou seja, com um modelo para cada uma destas faixas.

De acordo com a Figura 13 a seguir, a Faixa 1 compreende a condição em que o nível opera entre 30% e 50% do nível total e a Faixa 2 engloba a região entre 51 e 70% do nível total.

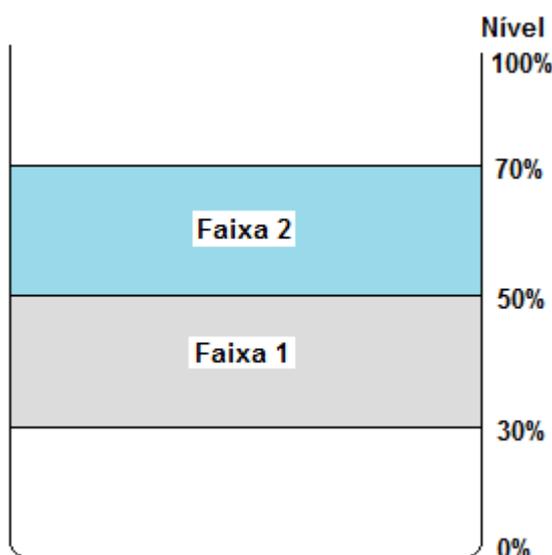


Figura 13 Divisão do Tanque TM em duas faixas de operação.

Para cada uma das faixas de operação definidas, aplicou-se uma seqüência de 4 degraus. Testes indicaram que para que o sistema atinja estabilidade em malha aberta é necessário que o nível no tanque de mistura ultrapasse o limite de 15% do nível total. Caso contrário observa-se a formação de um vórtice hidráulico seguido de uma queda no nível no tanque até ficar próximo a 0%.

A Figura 14 apresenta os resultados do teste da resposta ao degrau na Faixa 1 de operação. Inicialmente, o nível é levado a um ponto de equilíbrio próximo ao ponto de 40 %, no qual o inversor opera com um sinal de referência de 16,9%. Após isso, aplica-se uma seqüência de quatro degraus (D1, D2, D3 e D4). Cada degrau é aplicado somente depois de observado que houve estabilização do sistema. Como pode ser observado, aplicam-se perturbações de modo que suas amplitudes não façam o nível ultrapassar os limites da Faixa 1 de operação.

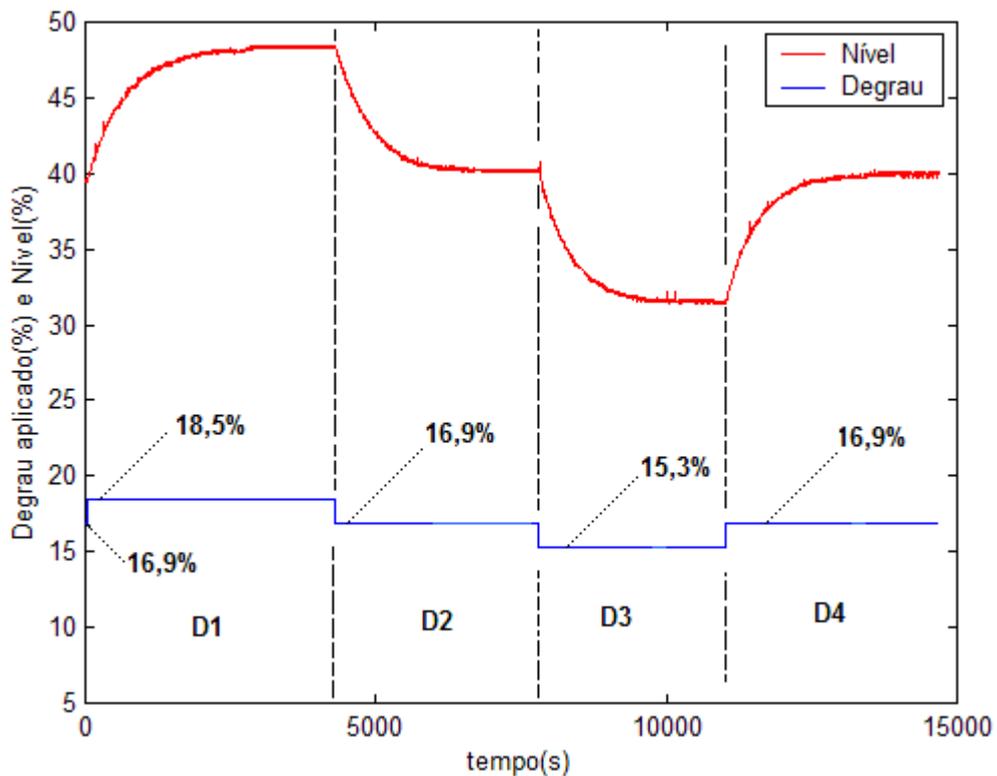


Figura 14 Seqüência de testes de degraus aplicados a Faixa 1.

A Figura 15 apresenta os resultados do teste da resposta ao degrau na Faixa 2 de operação. Inicialmente, o nível é levado a um ponto de equilíbrio próximo ao ponto de 60 %, no qual o inversor opera com um sinal de referência de 20,6%. Após isso, aplica-se uma seqüência de quatro degraus (D1, D2, D3 e D4). Da mesma forma para a Faixa 1 de operação, cada degrau é aplicado somente depois de observado que houve estabilização do sistema. Como pode ser observado, também aplicam-se perturbações de modo que suas amplitudes não façam o nível ultrapassar os limites da Faixa 2 de operação.

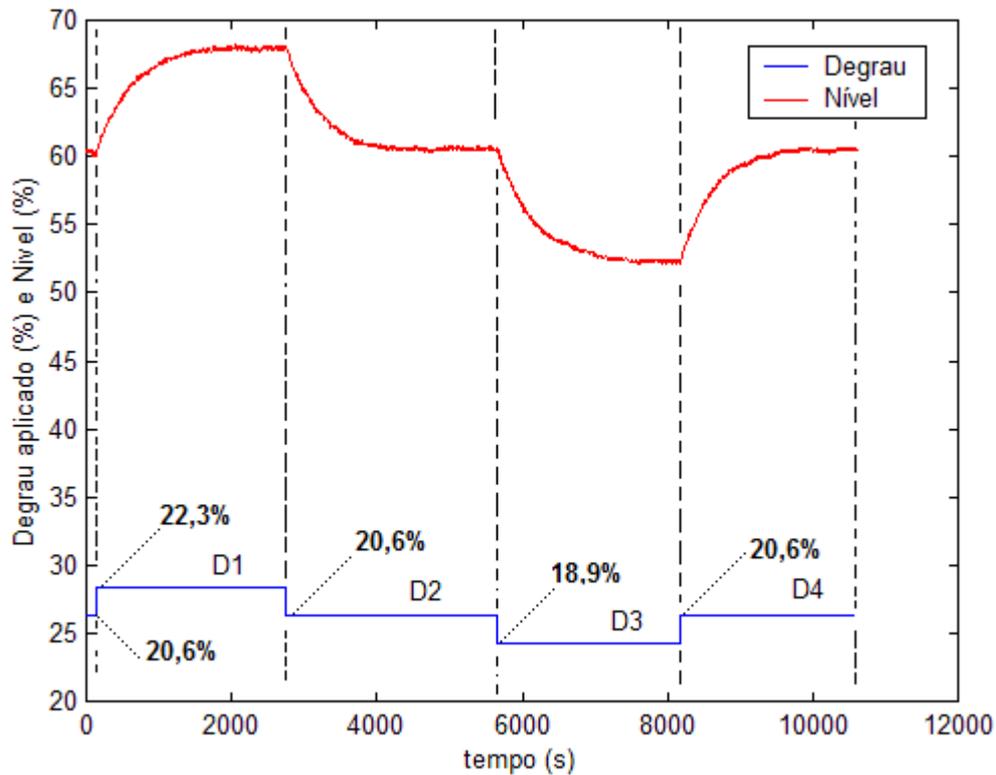


Figura 15 Seqüência de testes de degraus aplicados a Faixa 2.

Embora tenha sido aplicada uma seqüência de quatro degraus para cada uma das faixas, a análise dos dados para identificar os parâmetros do modelo foi executada individualmente para cada perturbação inserida.

O ganho do processo foi obtido pela relação:

$$K = \frac{\Delta Y}{\Delta U} \quad (19)$$

onde:

K é o ganho do processo;

ΔY é a variação do sinal de saída;

ΔU é a variação sinal de entrada aplicado.

A constante de tempo (τ) é obtida a partir de regressão não-linear utilizando a função *nlinfit* do *toolbox Optimize* do Matlab®, e o atraso de transporte (θ) contando o número de períodos de amostragem em que a saída do processo permaneceu inalterada em um certo patamar após uma mudança na entrada do sistema. As variáveis do sistema foram atualizadas a cada três segundos.

A Figura 16 apresenta a curva real e a do modelo obtido do processo de nível para cada um dos degraus aplicados, referente à Faixa 1 de operação. Os dados reais estão representados pela linha em vermelho e os dados do modelo pela linha azul. Como pode ser observado, há uma boa concordância entre as mesmas.

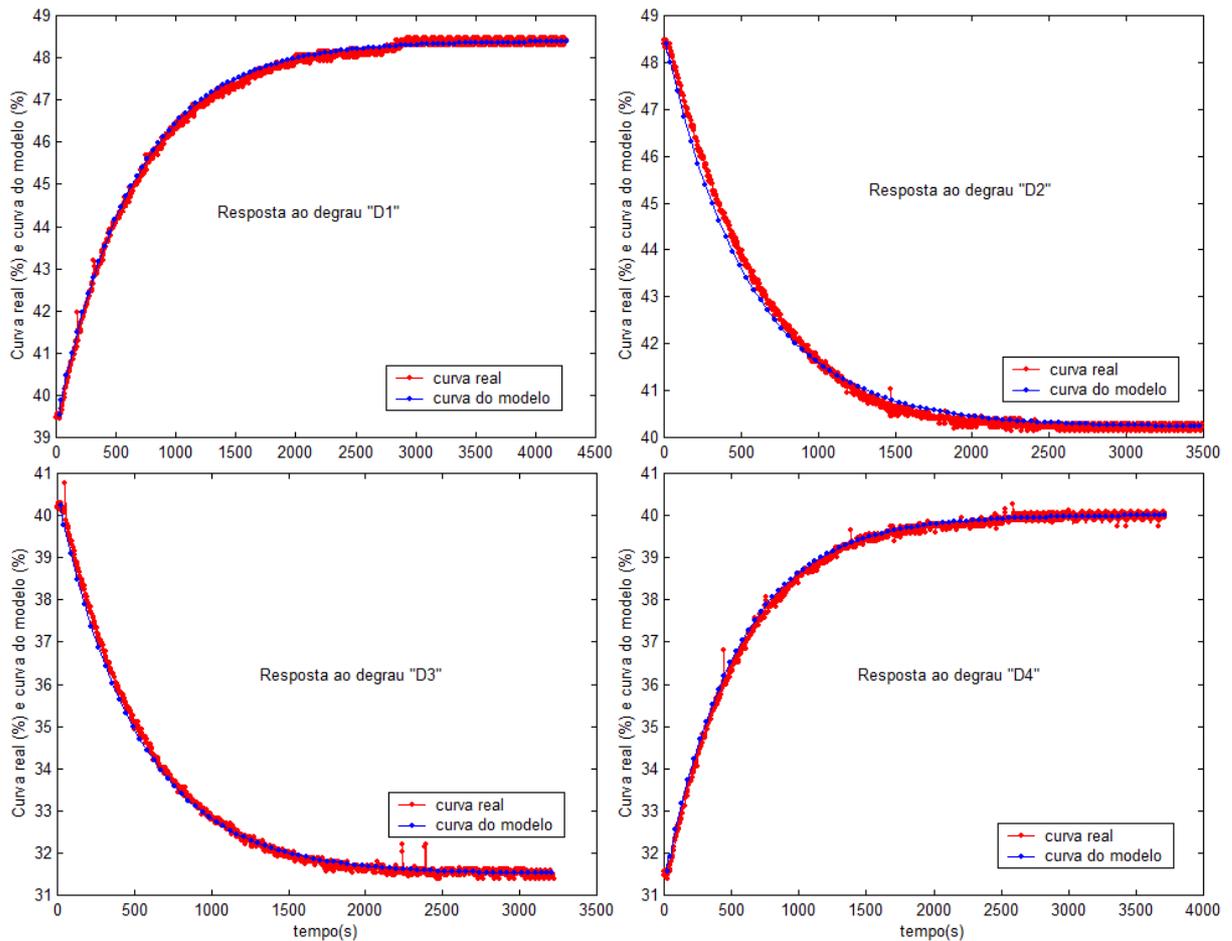


Figura 16 Curva real e curva do modelo obtido para a seqüência de testes da reposta ao degrau na Faixa 1 de operação.

A Figura 17 apresenta a curva real e a do modelo obtido no processo de nível para cada um dos degraus aplicados, referente a Faixa 2 de operação. Da mesma forma que a Figura 15, os dados reais estão representados pela linha em vermelho e os dados do modelo pela linha em azul. Como pode ser observado, também há uma boa concordância entre estas curvas.

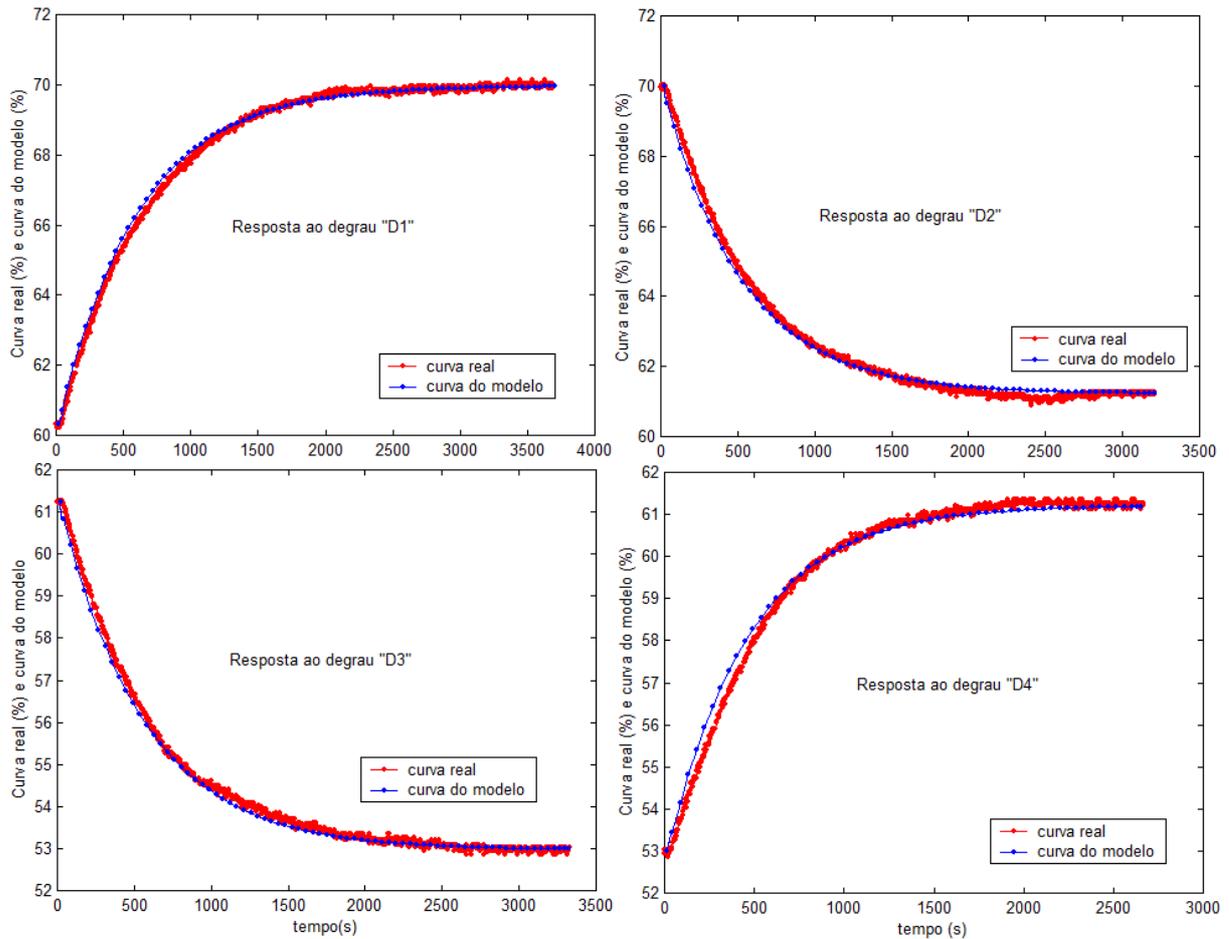


Figura 17 Curva real e curva do modelo obtido para a seqüência de testes da resposta ao degrau na Faixa 2 de operação.

A Tabela 3 apresenta em ambas as faixas de operação os parâmetros obtidos em cada um dos degraus aplicados e também o coeficiente de correlação múltipla, R^2 . Quanto mais próximo de um este valor, melhor é a concordância entre a curva real e a curva do modelo (AGUIRRE, 2004).

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_1^N [y(k) - y_e(k)]^2}{\sum_1^N [y(k) - y_m]^2} \quad (20)$$

Na equação acima, $y(k)$ é a saída real do processo no instante k , $y_e(k)$, a saída estimada, obtida pela aplicação dos parâmetros estimados na identificação, e y_m , a média das N amostras de y ao longo da identificação.

Conforme a Tabela 3, ao final dos quatro ensaios aplicou-se a média aritmética para cada um dos parâmetros identificados (TEIXEIRA, 2004). Como pode ser observado ainda,

os valores de R^2 indicam que os parâmetros identificados são adequados ao processo em questão.

Tabela 3 Parâmetros identificados nos testes da resposta ao degrau.

Faixa 1				
Degrau	Ganho	Constante de tempo (s)	Atraso de transporte (s)	R^2
D1	5,547	690,4	15	0,9976
D2	5,102	591,1	12	0,9943
D3	5,451	595,1	15	0,9963
D4	5,366	585,5	12	0,9963
Média	5,3165	615,52	13,5	-----
Faixa 2				
Degrau	Ganho	Constante de tempo (s)	Atraso de transporte (s)	R^2
D1	5,698	652,2	15	0,9958
D2	5,138	561,00	12	0,9941
D3	4,86	609,7	15	0,9953
D4	4,856	506,9	12	0,9909
Média	5,1380	582,45	13,5	-----

4.2 Sintonia do controlador PID

Nesta seção são apresentados os testes referentes à sintonia do controlador para o processo de nível em cada uma das faixas de operação especificadas no capítulo anterior. Como pode ser visto em Bega et.al. (2006), Seborg, Edgar e Mellichamp (2004), em processos de nível aplica-se tipicamente controladores do tipo PI, ou seja, anula-se o termo derivativo. A ação derivativa normalmente não é utilizada, devido às medições de nível serem, na maioria das vezes, ruidosas, resultado da turbulência do líquido na entrada do tanque.

Com os parâmetros dos modelos obtidos em malha aberta foram aplicadas as relações de sintonia pelo método do IMC, conforme a Tabela 1, para um controlador do tipo PI. Como observado na Tabela 3, a constante de tempo do processo é muito maior do o atraso de transporte. Para a constante de desempenho do controlador PID foi atribuído o valor

correspondente ao atraso de transporte ($\tau_c = \theta$), proposto em Skogestad (2003), fazendo-se desta forma um ajuste pouco conservador.

A Tabela 4 apresenta os parâmetros de ajuste encontrados para o controlador em cada uma das faixas de operação.

Tabela 4 – Relação de sintonia obtida utilizando o IMC.

Faixa	Relação utilizada para τ_c	Ganho Proporcional	Tempo Integral (s)	Tempo Derivativo (s)
Faixa 1	$\tau_c = \theta$	5,66	623,02	0
Faixa 2	$\tau_c = \theta$	5,60	588,25	0

Com os parâmetros da Tabela 4 foram realizados ensaios em malha fechada na planta e a seguir são apresentados os resultados obtidos no processo de nível utilizando o controlador PID sintonizados com estes parâmetros encontrados anteriormente pelo método do IMC, para diversas mudanças de set-points.

Conforme a Figura 18, o processo tem sua referência alterada em diversos instantes. Inicialmente o sistema encontra-se dentro da Faixa 1 de operação. O controlador PID tem seus parâmetros de ajuste alterados quando o nível muda da Faixa 1 para a Faixa 2 de operação, ao ultrapassar o ponto de 50%.

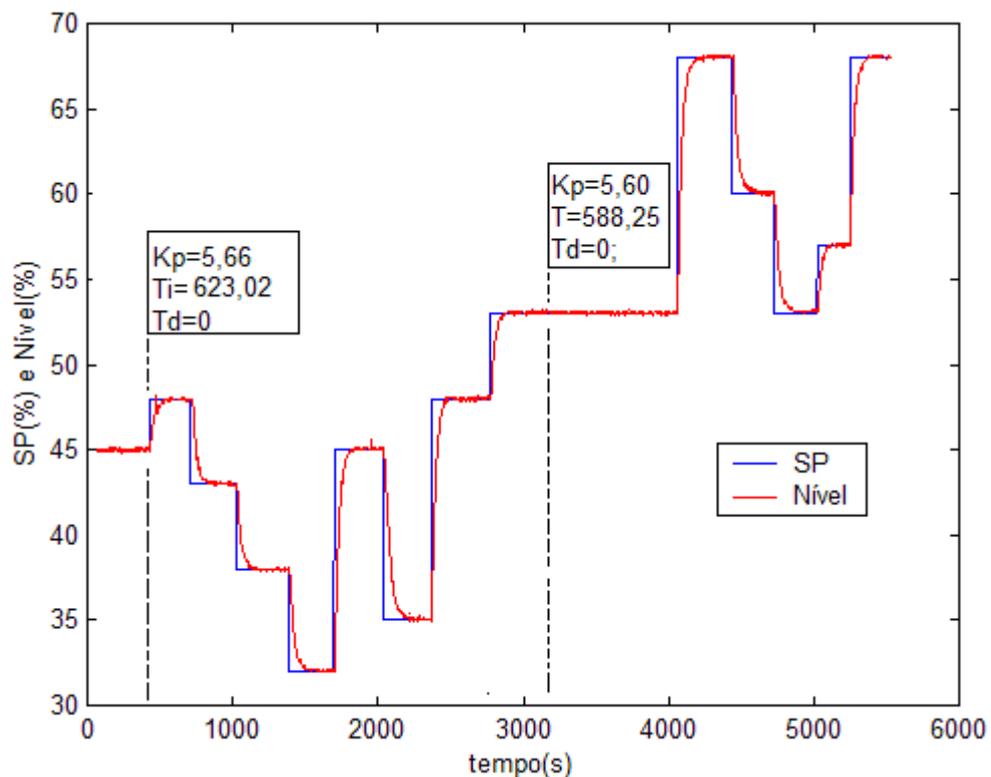


Figura 18 Parâmetros do controlador alterados quando nível passa da Faixa 1 para a Faixa 2 de operação.

De acordo com a Figura 19, o processo tem sua referência alterada em diversos instantes. Inicialmente, o sistema encontra-se dentro da Faixa 2 de operação. O controlador PID tem seus parâmetros de ajuste alterados quando o nível muda da Faixa 2 para a Faixa 1 de operação, ao ultrapassar o ponto de 50%.

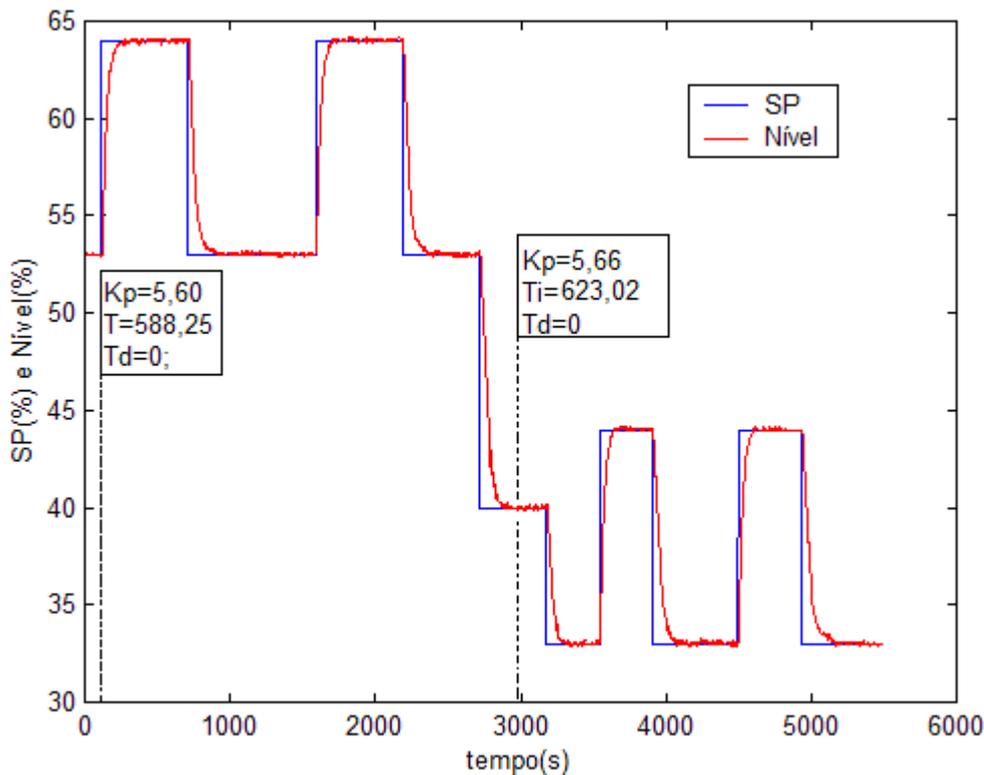


Figura 19 Parâmetros do controlador alterados quando nível passa da Faixa 2 para a Faixa 1 de operação.

Em um primeiro momento, estudou-se a possibilidade de se empregar a técnica de programação de ganhos (*gain scheduling*) a fim de compensar o efeito das não linearidades presentes nos processos (BAZANELLA; SILVA, 2004; ASTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

Empregando-se a abordagem de múltiplos modelos para um sistema citada anteriormente, na qual se dividiu o Tanque de Mistura em duas faixas de operação, a idéia foi elaborar um sistema que alterasse a parametrização do controlador PID quando o nível trocasse a faixa de operação.

Como pode ser observado na Tabela 4, os parâmetros de ajuste do controlador PID são relativamente próximos para as duas faixas de operação. Os testes apresentados a seguir indicam que o nível segue satisfatoriamente alterações de *set-point* mesmo sem alterar os

parâmetros de ajuste do controlador quando o nível troca a faixa de operação. Deste modo, optou-se por não utilizar a técnica de programação de ganhos.

A Figura 20 apresenta um teste de seguimento de referência com o controlador PID ajustados com os parâmetros obtidos para a Faixa 2 de operação. Como pode ser observado, o desempenho do sistema apresenta-se satisfatório mesmo quando o sistema muda a faixa de operação.

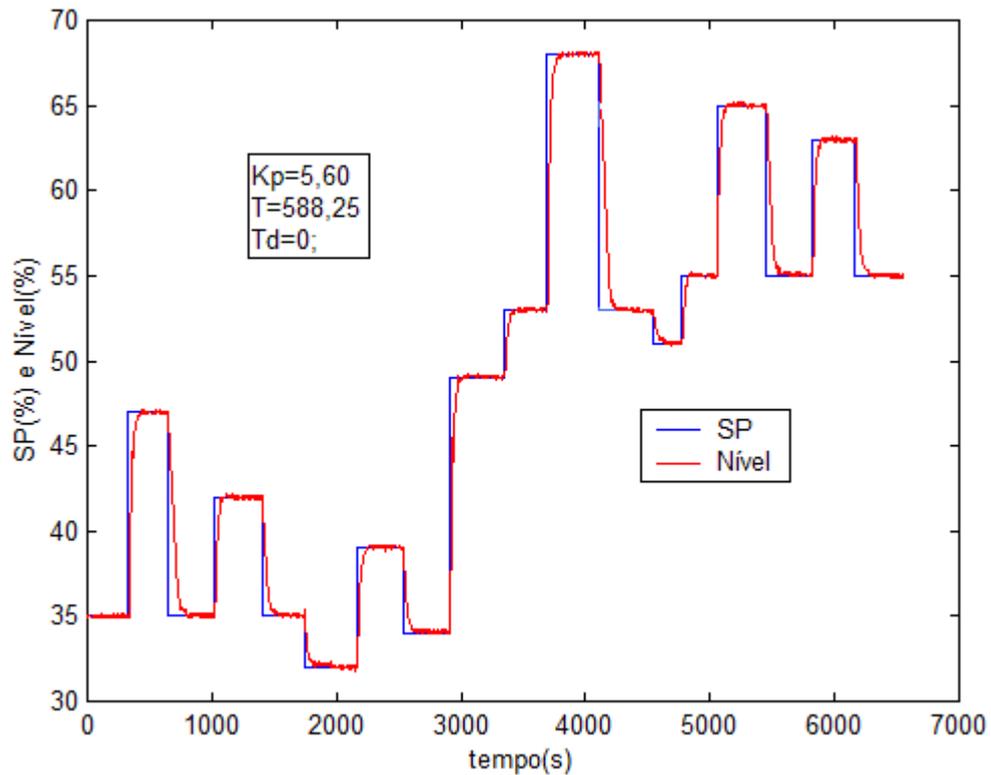


Figura 20 Controlador ajustado com os parâmetros da Faixa 1 de operação.

A Figura 21 apresenta um teste de seguimento de referência com o controlador PID ajustados com os parâmetros obtidos para a Faixa 1 de operação. Como pode ser observado, o desempenho do sistema apresenta-se satisfatório mesmo quando o sistema muda a faixa de operação.

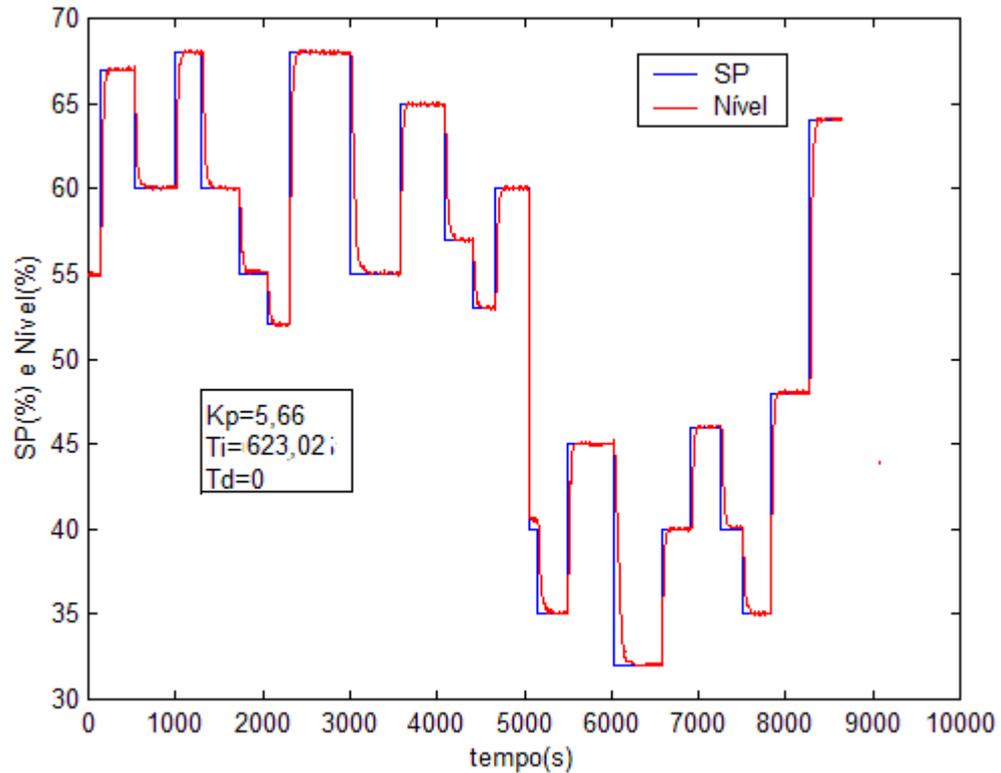


Figura 21 Controlador ajustado com os parâmetros da Faixa 2 de operação.

Os resultados apresentados nas Figuras 18 a 21 indicam que o nível seguiu satisfatoriamente alterações de *set-point*, com respostas rápidas e sem *overshoots* e em ambas as faixas de operação definidas para o sistema de nível.

O bom desempenho do controlador pode ser justificado pelo fato de os parâmetros identificados para o modelo do processo representarem de modo satisfatório a dinâmica do processo real. Como apresentado nas Figuras 16 e 17, as curvas dos modelos se ajustam às curvas reais de nível.

5 FERRAMENTA DESENVOLVIDA

A ferramenta de identificação de processos e sintonia de controladores PID é uma interface gráfica desenvolvida utilizando o ambiente MATLAB[®], a qual emprega em seus algoritmos o teste da resposta ao degrau e o princípio de controle por modelo interno. Para seu uso pressupõe-se que o sistema a ser identificado encontra-se em um ponto de equilíbrio em malha aberta.

A estrutura da ferramenta está dividida em cinco arquivos do tipo *mfile*, cada um desempenhando uma função específica:

- *conexao_opc.m*: estabelece um canal de comunicação entre o MATLAB e o servidor OPC em questão. Define as variáveis do processo de nível que serão acessadas, o método de acesso e se este é de escrita e/ou leitura;
- *inicia_sistema*: este arquivo de script cria e inicializa as variáveis utilizadas pelo MATLAB[®]. Após executado um procedimento de identificação e sintonia, esta função conduz a ferramenta ao seu estado inicial;
- *aquisicao.m*: aplica o degrau de perturbação no processo e após executa o procedimento de adquirir os dados referentes à evolução do nível no TM. Esta função utiliza um temporizador que é executado paralelamente ao MATLAB[®]. Sua função é contar o tempo definido para a taxa de amostragem independentemente do tempo que o MATLAB[®] leva para efetuar suas operações. Os dados referentes ao processo são armazenados em um vetor contendo a entrada do processo e um vetor contendo a saída;
- *idn1.m*: este script é responsável por identificar os parâmetros do processo baseado em um modelo de primeira ordem com atraso de transporte. Aplica-se regressão não-linear nos dados adquiridos a fim de estimar o valor da constante de tempo. Determina-se o valor do ganho pela relação entre a variação do sinal de entrada e variação do sinal de saída. O atraso de transporte é obtido analisando o número de períodos de amostragem em que o sistema leva para alterar sua saída após a sua entrada ser modificada;
- *modelo1.m*: este arquivo contém o modelo de referência a partir do qual a função *idn1.m* estima os parâmetros do processo;
- *imc_pi*: a partir dos parâmetros identificados, esta função calcula o ganho proporcional e o tempo integral para a sintonia do controlador PID do processo

de nível. Como se utiliza uma estrutura PI, ao tempo derivativo foi atribuído o valor zero;

- `atualiza_pid.m`: transfere os valores de sintonia calculados pela função `imc_pi` ao controlador PID do processo de nível no TM;
- `configurações.m`: função na qual se define a taxa de amostragem do sistema e a atribuição inicial para a constante de tempo utilizada pelo método de regressão não-linear empregado;
- `fispn`: este arquivo contém as instruções para criar a interface gráfica, com seus objetos (botões, campos de edição, gráficos, textos, etc) e atributos (cores, tamanhos, posição);

5.1 Exemplo de utilização da ferramenta de identificação de processos e sintonia de controladores PID

A Figura 22 apresenta a interface da ferramenta. Ela é constituída de botões e campos de entrada de dados para interação com o usuário e uma área de gráfico em que são apresentadas a curva de nível do processo e a curva do modelo obtido. Para ser executada, deve-se digitar no *prompt* de comando do MATLAB® o comando “`fispn`”.

Em um primeiro momento, deve-se estabelecer a conexão entre o MATLAB e o processo a ser identificado. Esse procedimento é realizado clicando-se sobre o botão “Conectar Servidor OPC”.

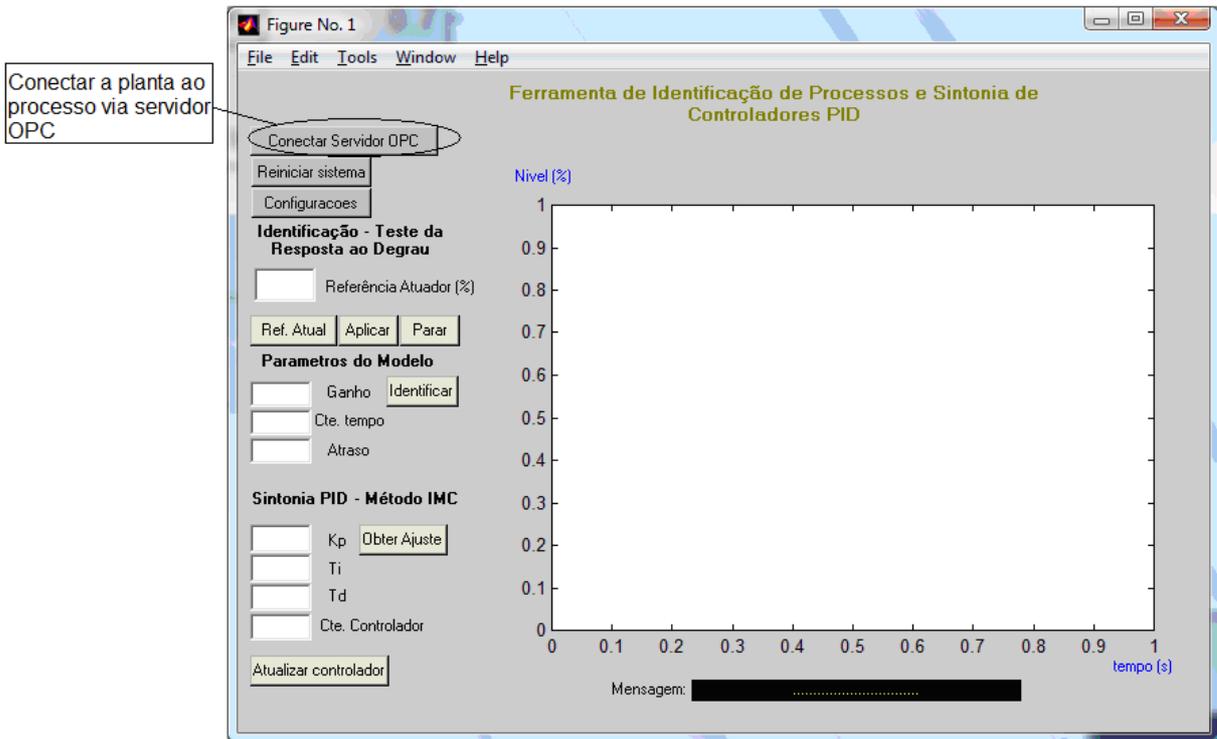


Figura 22 Tela inicial da ferramenta desenvolvida

Estabelecida a comunicação com o servidor OPC, é possível verificar, através do botão “Ref.Atual” , o valor atual do sinal de referência do inversor de frequência ou então aplicar um novo valor clicando-se sobre o botão “Aplicar”. Na parte inferior da interface há uma área de mensagens que indica se ocorreu alguma falha de comunicação com o servidor OPC ou uma falha nos acessos de escrita e leitura nas variáveis do processo.

A Figura 23 apresenta as etapas executadas após estabelecida a comunicação com o servidor OPC. Nesta etapa, clicando-se sobre o botão “Configurações” pode-se configurar o valor da taxa de amostragem (em milissegundos) e a atribuição inicial para a constante de tempo (segundos) que será utilizada para a função de regressão não-linear. O valor da taxa de amostragem deve ser maior do que o tempo de atualização do servidor OPC da planta didática.

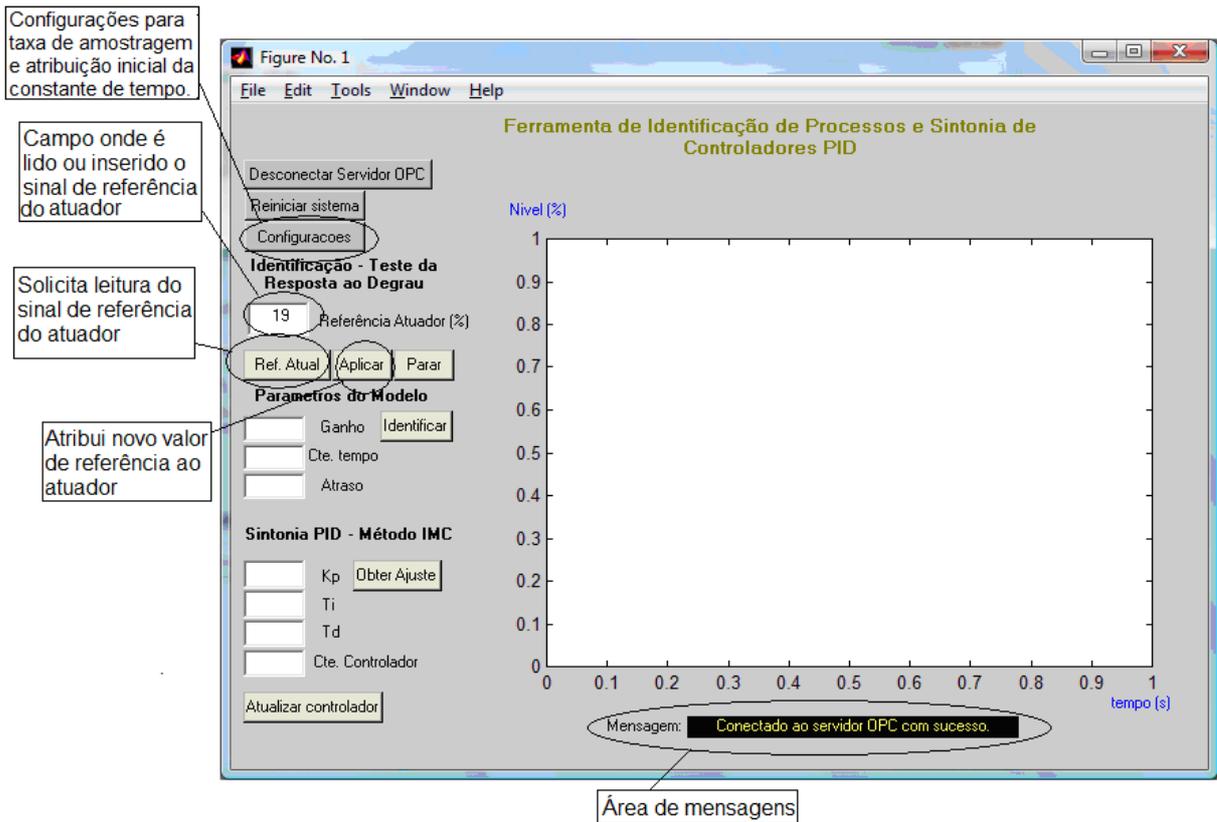


Figura 23 – Etapa de leitura e escrita do valor de atuação do inversor de frequência.

Os valores da variável de processo amostrados geralmente contêm pequenos níveis de ruídos e oscilações decorrentes da entrada turbulenta da água no tanque de mistura. Antes de a ferramenta aplicar o novo sinal de referência do inversor de frequência, adquirem-se 20 amostras do valor do nível, sobre as quais aplica-se a média aritmética para determinar o seu valor no momento anterior à aplicação da perturbação. Neste exemplo, o valor inicial do sinal do atuador era de 16% e aplicou-se um novo valor de atuação de 19%.

Durante o processo de aquisição, a evolução da curva de nível é apresentada na área de gráfico da interface. Após o usuário interpretar que o sistema atingiu a estabilidade, este pode solicitar o fim das aquisições clicando no botão “Parar”. Antes de a ferramenta encerrar o processo de amostragem, mais vinte medições do valor de nível são adquiridas, sob as quais é aplicada novamente a média aritmética a fim de determinar o valor da variável de processo quando o sistema encontra-se estável.

A Figura 24 apresenta a interface da ferramenta durante o processo de aquisição, no qual a curva de reação do nível em TM é exibida na área de gráfico.

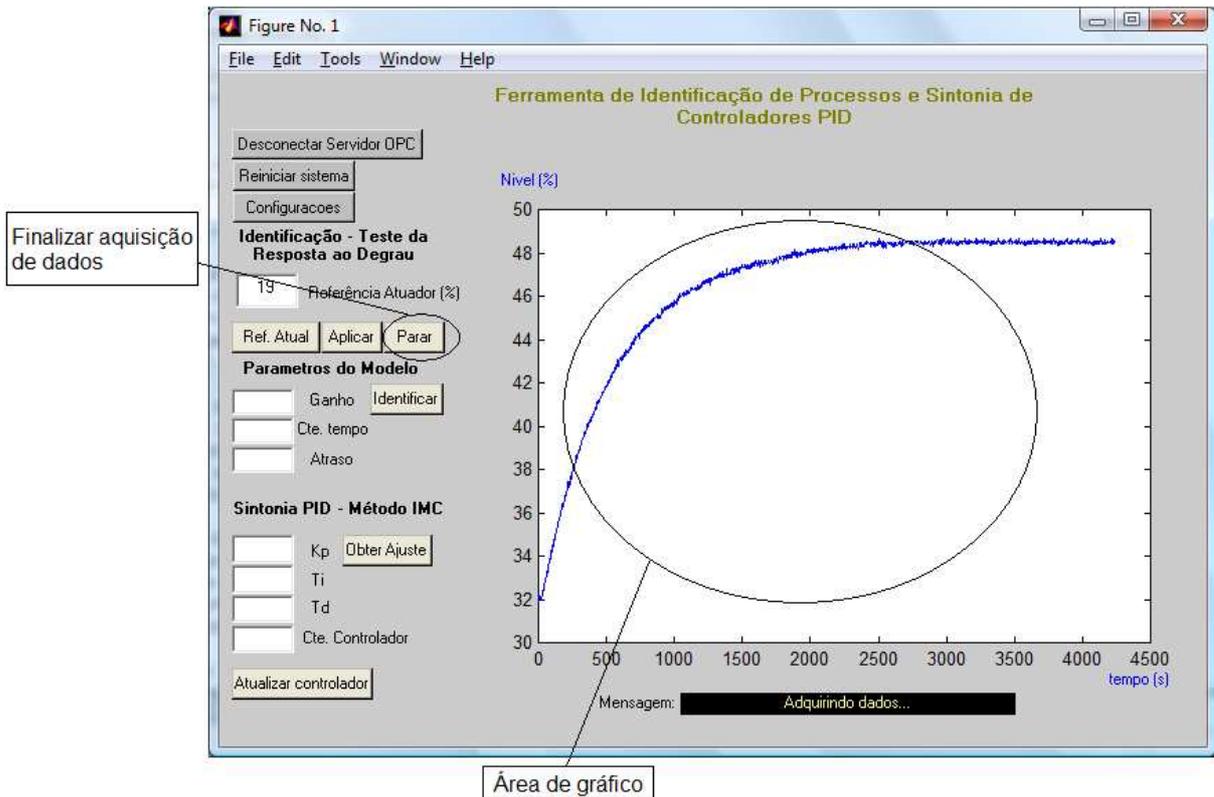


Figura 24 Apresentação da curva de nível durante o processo de aquisição.

Encerrado o procedimento de aquisição dos dados, é possível obter os parâmetros do modelo clicando no botão “Identificar”. A partir dos parâmetros identificados, por meio do botão “Obter ajuste”, procede-se ao ajuste do controlador PID utilizando as relações de sintonia pelo princípio do controle por modelo interno apresentadas anteriormente. A ferramenta atribui para a constante de desempenho do controlador, τ_c , identificada como “Cte. Controlador” em sua interface gráfica, o valor encontrado para o atraso de transporte, sendo possível o usuário atribuir um outro valor. Os parâmetros de sintonia encontrados podem ser transferidos diretamente no bloco de controle PID da malha de nível clicando no botão “Atualizar controlador”.

Atribuiu-se o valor inicial de 400 segundos para a constante de tempo. Neste ensaio, o valor da taxa de amostragem foi definida em 3000 milisegundos e o servidor OPC configurado para atualizar os dados do processo a cada 1000 milisegundos (menor tempo de atualização disponível).

Neste teste, estando o sistema em equilíbrio com um sinal de referência do inversor de 16%, após aplicar um novo valor de referência de 19%, os parâmetros identificados para o modelo do processo foram:

$$\text{Ganho} = 5.494;$$

Constante de tempo = 560.2 segundos;

Atraso de transporte = 12 segundos.

Obtido os parâmetros do modelo do processo de nível, e considerando a constante de desempenho do controlador igual ao atraso de transporte, os valores de sintonia do controlador PID encontrados foram:

$K_p = 4.2486$;

$T_i = 560.2$;

$T_d = 0$.

A Figura 25 exemplifica as etapas de identificação e sintonia do controlador.

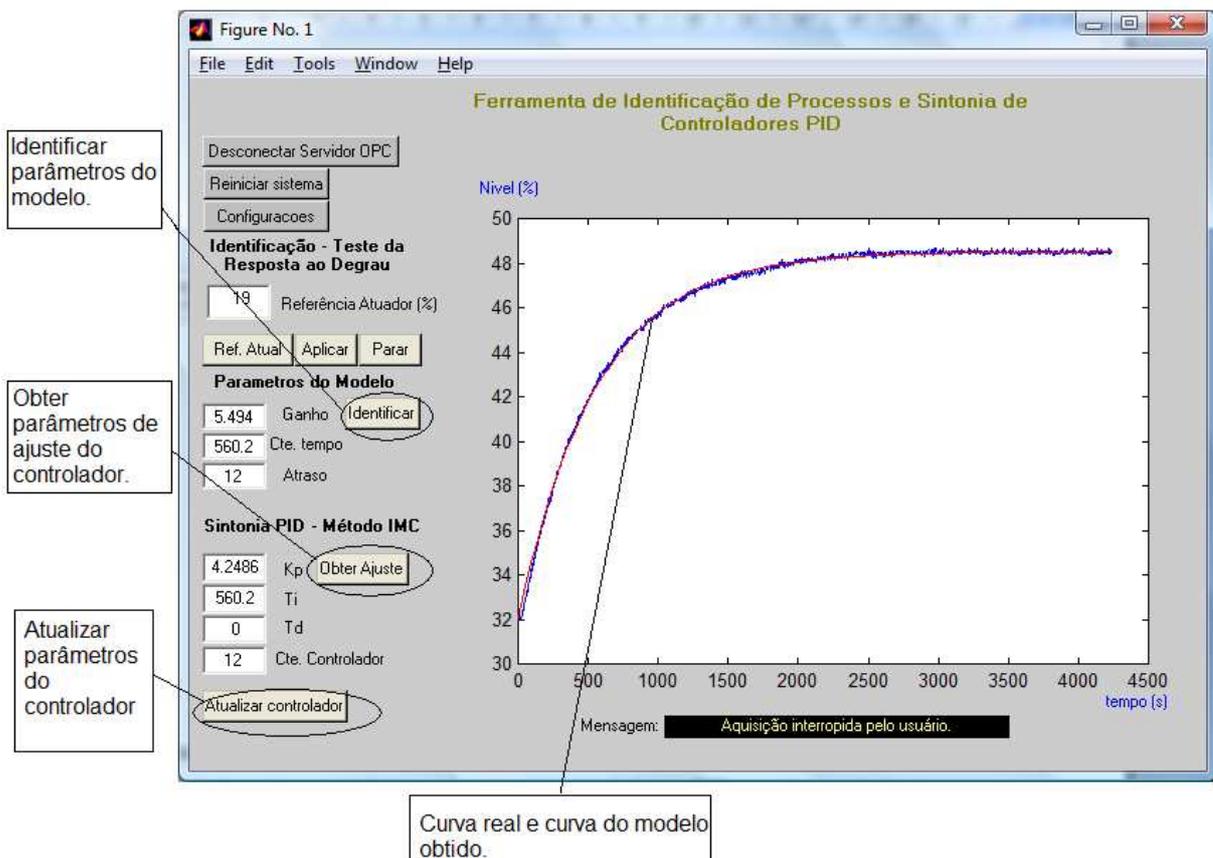


Figura 25 Obtenção dos parâmetros do processo e sintonia do controlador PID utilizando a ferramenta.

A seguir é apresentado um teste executado com o processo de nível operando em malha fechada e o controlador ajustado a partir dos parâmetros encontrados neste exemplo de aplicação da ferramenta. De acordo com a Figura 26, o valor da constante que define o desempenho do controlador, τ_c , é alterado nos instantes de tempo próximos a 3000 segundos e

a 4500 segundos. Como pode se perceber, diminuído o valor de τ_c , aumenta-se o ganho proporcional e observa-se uma resposta mais rápida do sistema a atingir um novo valor de referência.

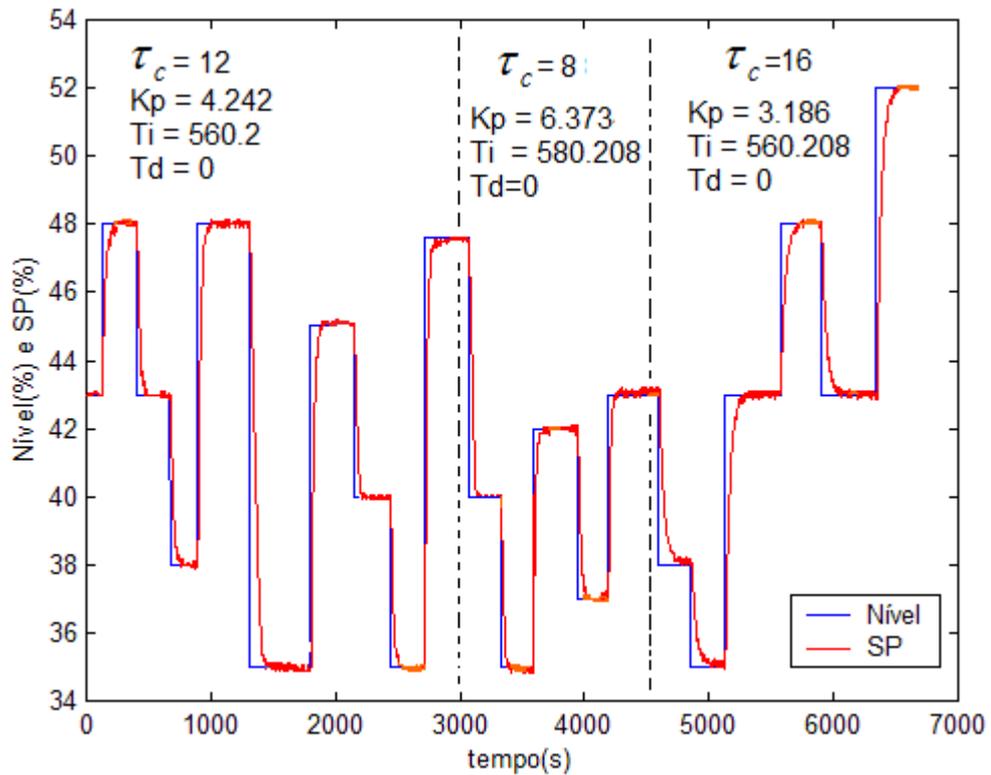


Figura 26 Resposta do nível ao se alterar a referência com o controlador PID sintonizado com a ferramenta.

6 CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS

Este trabalho implementou o teste da resposta ao degrau e o método do IMC no software para cálculos numéricos MATLAB[®], que também foi utilizado como um cliente OPC, resultando no desenvolvimento de uma ferramenta computacional para auxílio à identificação de processos e à sintonia de controladores PID de forma dinâmica em um ambiente Foundation Fieldbus.

As técnicas utilizadas neste projeto se mostraram satisfatórias, tanto na identificação dos parâmetros de um processo representado por uma função de transferência de primeira ordem quanto no desempenho do controlador PID às alterações de set-point.

A ferramenta desenvolvida neste trabalho pode ser executada em qualquer processo que disponha de Servidores OPC conectados aos instrumentos de campo e possível de ser representado por um sistema de primeira ordem, bastando alterar apenas o nome do servidor OPC e das *tags* referentes às variáveis do processo no código-fonte da ferramenta.

O software MATLAB[®] junto com o *OPC for MATLAB* constitui uma ferramenta com grande potencial à área de controle de processos, permitindo interagir dinamicamente com as variáveis de um sistema. A simplicidade de projetos utilizando a tecnologia OPC e MATLAB[®] visa encorajar o desenvolvimento de sistemas mais complexos para análise, síntese, projeto e implementação de malhas de controle. Sugere-se como trabalhos futuros o desenvolvimento de novas funcionalidades para a ferramenta implementada, integrando técnicas de identificação de sistemas e de controle de processos mais robustas.

Em diversos processos industriais, devido a critérios de economia e segurança envolvendo a operação de uma planta, a identificação de processos em malha aberta pode ser indesejável ou até mesmo inviável. O desenvolvimento de algoritmos de identificação de processos em malha fechada, portanto, torna-se uma importante área de pesquisa e desenvolvimento para futuras aplicações a serem implantadas na ferramenta.

Além disso, diferentes métodos de sintonia de controladores PID podem ser incorporados na ferramenta desenvolvida, vindo a ser aplicada em diversos processos regidos por dinâmicas diferentes. O desenvolvimento de estratégias avançadas de controle tais como lógica *fuzzy* ou controle preditivo baseado em modelos, aplicadas à sistemas não lineares, também são possibilidades de trabalhos futuros.

Durante o decorrer deste trabalho, ao longo dos ensaios realizados, observou-se que muitos requisitos de operação devem ser levados em conta ao se implantar os métodos descritos neste trabalho em um ambiente computacional. Ruídos nos sinais medidos,

dificuldade de encontrar pontos de operação estáveis em malha aberta, tempo morto, constantes de tempo elevadas são alguns exemplos de fatores que interferem no desenvolvimento destas tarefas.

REFERÊNCIAS

- AGUIRRE. L.A. **INTRODUÇÃO À IDENTIFICAÇÃO DE SISTEMAS: Técnicas Lineares e Não-Lineares Aplicadas a Sistemas Reais**. 2. ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2004, 659 p. ISBN 85-7041-400-5.
- ASTRÖM, K. J.; T. HÄGGLUND. **PID Controllers: Theory, Design, and Tuning**. 2.ed. North Carolina: Instrument Society of America, 1995. 343 p. ISBN 1-55617-516-72.
- ASTRÖM, K. J.; WITTENMARK, B. **Computer –Controlled systems: theory and design**. 3.ed. Upper Saddle River: Prattice-Hall, 1997. 547 p.
- BARBOSA, N.A: **Implementação e Controle de Uma Planta Didática com Tanques Acoplados**. 2004. 115 p. Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal do Espírito Santo. Vitória. 2004.
- BAZANELLA, A.S; SILVA, J.M.G. **Sistemas de Controle: princípios e métodos de projeto**. 1.ed. Porto Alegre: Editora da UFRGS, 2005. 297 p.
- BEGA, E.A et al. **Instrumentação Industrial**. 2.ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2006, 583 p.
- CALLAI, T.C: **Abordagem Nebulosa na Síntese de Controladores PID**. 2003. 86 p. Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis. 2004
- CHIEN, I.-L; FRUEHAUF, P.S. Consider IMC tuning to improve controller performance. **Chemical Engineering Progress**, v.86, n.10, p.33-41, 1990.
- DORF, R.C. **Modern Control Systems**. 9 ed. Upper Saddle River: Prentice-Hall, 2001, 831 p.
- FIELDBUS FOUNDATION. **FOUNDATION System Technology**. Disponível em <http://www.fieldbus.org/index.php?option=com_content&task=view&id=45&Itemid=195> Acesso em: 25 de out. de 2007
- FONSECA, V; ARAÚJO, O; VAZ, C.A. DESENVOLVIMENTO DE FERRAMENTA MATLAB-SIMULINK PARA IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS E SINTONIA DE MALHAS APLICADA A UMA PLANTA PILOTO HDT. In: 2º CONGRESSO BRASILEIRO DE P&D EM PETRÓLEO. 2004, Rio de Janeiro, **Anais**. Rio de Janeiro, 2004, 6 p.
- GARCIA, C. **Modelagem e Simulação de Processos Industriais e Sistemas Eletromecânicos**. 2. ed. São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo, 2005. 678 p. ISBN 85-314-0904-7.

LEVA, A; COLOMBO A.M. On the IMC-based synthesis of the feedback block of ISA PID regulators. **Transactions of the Institute of Measurement and Control**, [S.l.], Vol. 26, No. 5, 417-440, 2004.

LIMA, F.S et al. IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE AVANÇADO EM REDES FOUNDATION FIELDBUS UTILIZANDO BLOCOS FUNCIONAIS PADRÕES. In: 4º Congresso Internacional de Automação, Sistemas e Instrumentação, 2004, São Paulo, **Anais...**São Paulo, 2004, 12 p.

MARTIN, P.A; KASSAB, F. USO DE TROCADOR DE CALOR COMO FERRAMENTA DIDÁTICA PARA O ENSINO DE MODELAGEM E SISTEMAS DE CONTROLE. **ABENGE – Associação Brasileira de Ensino de Engenharia**, Brasília, v. 25, n. 2, p. 5-6, 2006.

JUNIOR, F.G.F. **Metodologia para a Resintonia de Controladores PID Industriais**. 2004. 73 p. Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Natal. 2006.

MATHWORKS. Matlab for Windows, version 5: tutorial of optimization toolbox, version 2.2. [S. l.]: The MathWorks Inc., 2001. Conjunto de programas. 1 CD-ROM.

OGATA, K. **Engenharia de Controle Moderno**. 3 ed. Riode Janeiro: LTC, 2000, 813p.

OPC FOUNDATION. **What is OPC?**. Disponível em < http://www.opcfoundation.org/Default.aspx/01_about/01_what_is.asp?MID=AboutOP> Acesso em: 30 de nov. de 2007

RICE,B; COOPER. Design and Tuning of PID Controllers for Integrating (Non-Self Regulating) Processes. ISA 2002 Annual Meeting, Chicago, v.57, p424,2002.

SEBORG, D.E.; EDGAR, T.F; MELLICHAMP, D.A. **Process Dynamics and Control**. 2 ed. Hoboken: Wiley, 2004. 713 p. ISBN 0-471-00077-9.

SKOGESTAD, S. Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning. **Journal of Process Control**, Norway, v.13, n.4, p.291-309, 2003.

SMAR. **Como implementar projetos em Foundation Fieldbus**. [S.l]: Smar, [S.d]. Disponível em < <http://www.smar.com/products/pdf/cursosfb1.pdf> > Acesso em: 19 de out. de 2007.

TEIXEIRA, B.O.S. **Modelagem e Sintonia de Controladores para um Forno de Reaquecimento**. 2004. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte. 2004.

UBERTI, R.F et al. CONTROLE ADAPTATIVO UTILIZANDO MÚLTIPLOS MODELOS EM UMA REDE FIELDBUS. In: 2º CONGRESSO BRASILEIRO DE P&D EM PETRÓLEO. 2004, Rio de Janeiro, **Anais . . .**Rio de Janeiro, 2004, 6 p.

ZIEGLER, J. G. e NICHOLS, N. B.:**Optimum settings for automatic controllers**. [S.l]: *Translation ASME*, p.759-p768, 1942.