

Desenvolvimento e Implementação de um Controle de Temperatura para a Planta Smar PD3

Cristian Riaño¹, Efraín Rodríguez¹, Alberto Alvares¹

^aUniversidade de Brasília, Departamento de Engenharia Mecânica y Mecatrônica, Grupo de Inovação em Automação Industrial (GIAI), CEP 70910-900, Brasília, DF, Brasil.

Resumo

Este artigo trata com o desenvolvimento e implementação de um controle de temperatura para os processos de aquecimento e mistura de água de uma planta didática Smar PD3. O trabalho é dificultado pela natureza dinâmica e não-linear inerente dos processos. Portanto, um controlador PID é adotado para resolver o problema. Este tipo de controladores é amplamente utilizado na indústria para controle de temperatura, porém o principal problema com eles é a identificação dos parâmetros ótimos de funcionamento. Neste trabalho é utilizado um método de otimização baseado em Algoritmos Genéticos para a sintonização dos parâmetros do controlador PID, a partir da resposta transitória de cada um dos processos por separado (aquecimento e mistura). O método é validado experimentalmente na planta a través de uma aquisição de dados em tempo real via OPC. Os resultados indicam a eficácia do método proposto para determinar os parâmetros do controlador PID, com capacidade de resposta diante a alterações do fluxo de entrada de água, mesmo que a especificação de novos setpoints.

Palavras Chave:

Controle de Temperatura, Controle PID, Planta Smar PD3, OPC, Algoritmos Genéticos

1. Introdução

A temperatura é uma variável crítica de controle no monitoramento em tempo real da maioria dos processos industriais onde são requeridas condições de operação estáveis. Estas condições são dificultadas pela natureza dinâmica e não-linear inerente dos processos que envolvem uma variabilidade na temperatura de operação. Portanto, é necessário um sistema de controle automático que permita manter ditas condições estáveis do processo.

O controlador é a parte mais importante dentro de um sistema de controle automático. Neste sentido, vários tipos de controlador tem surgido frente à demanda da indústria por adotar sistemas de controle automático baseados em soluções inteligentes (Zhen and Yan (2013); Wu et al. (2015); Messalti et al. (2016); Shah and Agashe (2016)). O controlador PID tem sido um dos mais amplamente utilizados na indústria pela sua facilidade de implementação, baixa necessidade de manutenção e confiabilidade (Kwang and Jong (2011); Liu and Wang (2013); Tiwari et al. (2016)). Porém, estes controladores requerem de

um procedimento de sintonização para determinar os parâmetros ótimos de funcionamento a partir das condições do processo controlado. Este procedimento representa um problema quando se pretende sintonizar o controlador através de métodos manuais de teste e erro. Desta forma, algumas soluções tem sido propostas utilizando métodos de otimização para a sintonização de controladores PID (Wang et al. (2010); Yu (2016)). O método de otimização baseado em algoritmos genéticos é comumente utilizado devido a sua eficiência computacional e simplicidade (Altinten et al. (2008); Wati and Hidayat (2013)). Neste método, a população representa as possíveis soluções que são validadas em cada iteração pela função objetivo, selecionando as soluções candidatas até encontrar a melhor.

Neste artigo, a otimização dos parâmetros de um controlador PID utilizando algoritmos genéticos é aplicada a um sistema de controle de temperatura de uma planta didática Smar PD3. O controlador é aplicado tanto para o processo de aquecimento como de mistura, partindo da resposta transitória de cada processo separado. A aquisição de dados e monitoramento dos processos é feita em tempo real via OPC através de uma rede TCP/IP. Os resultados indicam a eficácia do método proposto para a sintonização do controlador PID, com capacidade de resposta diante a alterações do fluxo de entrada de água, mesmo que a especificação de novos setpoints.

Este trabalho está estruturado da seguinte maneira: na seção

Correios eletrônicos: cristianivanrj@aluno.unb.br (Cristian Riaño), efrain.rodriguez@aluno.unb.br (Efraín Rodríguez), alvares@alvarestech.com (Alberto Alvares)

URL: LaDPrer.alvaresTech.com (Alberto Alvares)

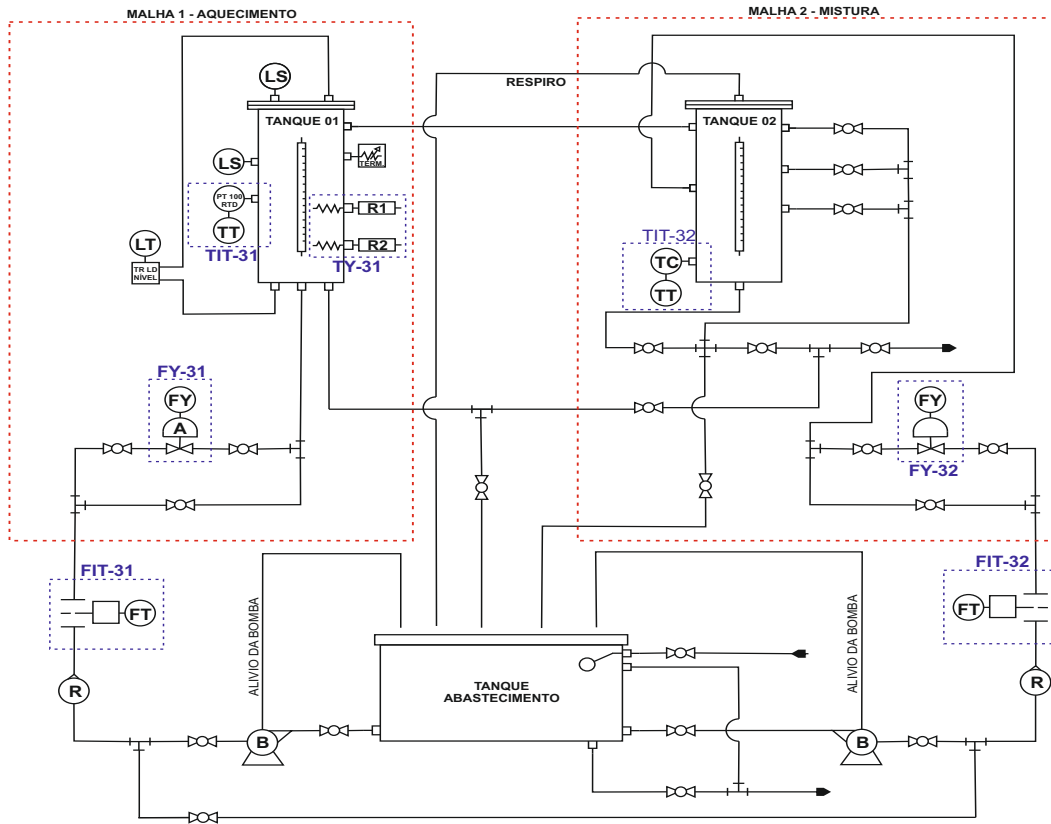


Figura 1: Fluxograma mecânico - Planta Smar PD3. Adaptado de (SMAR (2015))

2 é descrita a plataforma experimental, bem como a instrumentação utilizada. Na seção 3 é apresentada uma modelagem matemática dos processos de aquecimento e mistura. A seção 4 apresenta o desenvolvimento e sintonização do controlador PID, e finalmente na seção 5 são apresentados os resultados do trabalho.

2. Setup experimental

Nesta seção é feita uma síntese da tecnologia e arquitetura funcional da planta Smar PD3, e é listada a instrumentação utilizada no desenvolvimento deste trabalho.

2.1. Descrição da planta SMAR PD3

A planta SMAR PD3, é uma plataforma experimental com tecnologia *Foundation Fieldbus* para treinamento e aperfeiçoamento utilizando a mesma instrumentação encontrada na indústria. Esta planta disponibiliza de forma compacta e simples a operação sobre várias malhas de controle e permite a configuração dos registros dos equipamentos, mesmo que a modificação dos valores internos dos transmissores e posicionadores, para alterar os modos operacionais das malhas de controle. Dita configuração de registros é possível a través do pacote computacional *SYSTEM302*, o qual integra um sistema supervisor denominado *ProcessView* que permite a aquisição de informação para o monitoramento do processo, bem como para atuar sobre a instrumentação.

A planta consiste basicamente em duas malhas principais (aquecimento e mistura de água. Ver figura 1). A água fria é bombeada desde o tanque de abastecimento até os tanques de aquecimento e mistura através das bombas 1 e 2, fazendo controle do fluxo para cada tanque através das válvulas FY-31 e FY-32 respectivamente (Figura 1). Na malha 31, a resistência disponibilizada dentro do tanque 1, permite aquecer a água à temperatura especificada. Nesta malha a variável controlada é a temperatura da água e a variável manipulada é a quantidade de corrente que flui através da resistência. A seguir, a água quente passa ao tanque 2 (malha 32) para o processo de mistura com água fria. Nesta malha, a variável controlada continua sendo a temperatura da água e a variável manipulada é o fluxo de água fria que entra no tanque. O controle da planta é possibilitado por uma comunicação via OPC que permite a aquisição de informações do processo e o monitoramento em tempo real do mesmo.

O esquema mostrado na Figura 1 representa um fluxograma mecânico da planta Smar PD3 sinalando a instrumentação de interesse para este trabalho.

2.2. Resumo da instrumentação

Na tabela 1 é listada a instrumentação relacionada com a malha de controle 31. São nomeados os instrumentos de medição de grandezas, os instrumentos finais de controle e a variável de controle da malha em questão, associando a cada um as TAG's que permitiram ler e/ou escrever sobre cada instrumento através

dos servidores OPC. Mesmo assim, na tabela 2 são listados os instrumentos pertencentes à malha de controle 32 com as TAG's de controle e monitoramento associadas a cada instrumento.

Tabla 1: Instrumentos da malha de controle 31 - Tanque de aquecimento

Instrumentos associados a medição (Sensores e Transmissores)			
Nome	Descrição	Range Oper.	TAG
FIT-31	Sensor de Fluxo de Água	L/h	FIT-31-AI1
TIT-31	Sensor Transmissor de Temperatura	°C	TIT-31-AI1
Instrumentos Finais de Controle			
Nome	Descrição	Range Oper.	TAG
FY31	Válvula de Controle de Água Fria	[0-100] %	FY-31-AO1
TY31	Resistência Térmica	[0-20] mA	TY-31-AO1
Variável de Controle de Temperatura			
Nome	Descrição	Range Oper.	TAG
SP	Ponto de Operação	[20-100]°C	FY-31-PID1.SP

Tabla 2: Instrumentos da malha de controle 32 - Tanque de mistura

Instrumentos associados a medição (Sensores e Transmissores)			
Nome	Descrição	Range Oper.	TAG
FIT-32	Sensor de Fluxo de Água	L/h	FIT-32-AI1
TIT-32	Sensor Transmissor de Temperatura	°C	TIT-32-AI1
Instrumentos Finais de Controle			
Nome	Descrição	Range Oper.	TAG
FY32	Válvula de Controle de Água Fria	[0-100] %	FY-32-AO1
Variável de Controle de Temperatura			
Nome	Descrição	Range Oper.	TAG
SP	Ponto de Operação	[20-100]°C	FY-32-PID1.SP

3. Modelagem matemática dos processos de aquecimento e mistura

3.1. Tanque de aquecimento

Com o estudo a fundo da dinâmica dos processos da planta, é possível levantar o modelo matemático na forma de equações diferenciais que descrevem as características de execução das malhas. Com intuito de obter o modelo de temperatura do tanque 1, foram aplicadas algumas considerações:

- A entrada da água é definida como um fluxo constante no modelo, com ponto de operação para abertura da válvula em 10 %.
- O ponto de operação é definido partindo do critério que um menor fluxo na entrada de água com temperatura ambiente, provoca um menor diferencial de temperatura no interior do tanque, permitindo uma resposta rápida diante mudanças no setpoint.
- O processo não perde nem ganha massa.
- A saída do fluxo de água quente do tanque de aquecimento é constante.
- O trabalho feito com as bombas para a entrada de água em cada um dos processos é o mesmo feito para provocar a saída de água do sistema, então o trabalho baseado nesta premissa não é considerado, para efeitos de simplificar o modelo.
- A energia que adquire o sistema devido à velocidade de movimentação do líquido, é igual à energia que adquire o sistema pela posição do campo gravitacional.
- A temperatura da água de entrada no sistema é constante.

Assim, as equações diferenciais que descrevem o comportamento da dinâmica do processo foram levantadas de acordo com o princípio da conservação da energia e massa. Desta forma, a taxa de massa que entra no sistema menos a taxa que massa sai do sistema é igual à taxa de variação da massa acumulada no sistema. Mesmo assim, dentro da mesma lógica, o fluxo de energia cinética e potencial interna, que entra menos o fluxo de energia que sai, mais o calor adicionado ao sistema por condução e radiação e menos o trabalho realizado pelo sistema, é igual à taxa de variação da energia cinética e potencial dentro do sistema.

Na tabela 3 são listadas e definidas as variáveis utilizadas na modelagem matemática dos processos, com intuito de orientar ao leitor no decorrer do documento.

3.1.1. Balanço geral de massas

As variáveis relacionadas ao balanço de massas são:

- \hat{M}_1 Massas que entram no sistema
- \hat{M}_o Massas que saem do sistema
- \hat{M}_g Massas geradas dentro do sistema
- \hat{M}_c Massas consumidas dentro do sistema
- \hat{M} Massas acumuladas dentro do sistema

A equação geral obtida para o balanço de massas do processo é:

$$\hat{M}_1 - \hat{M}_o - \hat{M}_G - \hat{M}_c - \hat{M}_1 = \hat{M} \quad (1)$$

Tabla 3: Definição das variáveis utilizadas na modelagem

Variáveis	Definição	Unidade
T	Temperatura do Tanque	$^{\circ}C$
V	Volume do Tanque	m^3
C_p	Calor Específico do Liq.	$kJ/kg.K$
ρ	Densidade Específica	kg/m^3
A	Área do Tanque	m^2
Q	Quantidade de Energia	J
h	Altura da Coluna de Líquido	m
F_i	Vazão de Entrada	m^3/s
F	Vazão de Saída	m^3/s
β	Resistência de Escoamento	m^2/s
p	Pressão	P_a
$C_{A.inox}$	Condut. Térm. do Aço Inoxidável	$W/(m.K)$
T_{ref}	Temperatura de Referência	$^{\circ}C$
T_{amb}	Temperatura do Ambiente	$^{\circ}C$
ρ	Densidade	Kg/m^3

Tanto as massas geradas como as massas consumidas dentro do sistema, são omitidas na equação de acordo com as premissas anteriormente estabelecidas. Conforme isto tem-se as seguintes expressões:

$$\widehat{M}_1 - \widehat{M}_0 = \widehat{M} \quad (2)$$

$$\widehat{M}_1 = m_i = F_i \cdot \rho \quad (3)$$

Onde:

F_i : Fluxo de entrada dado em $\frac{m^3}{seg}$

ρ : Densidade da água dado em $\frac{Kg}{m^3}$

m_i, m_0 : Fluxo de massa (Entrada e saída) dado em $\frac{Kg}{seg}$

$$\frac{dM_{TK1}}{dt} = m_i - m_0 \quad (4)$$

$$M_{TK1} = \rho \cdot V \quad (5)$$

$$\frac{dM_{TK1}}{dt} = \rho \cdot \frac{dV}{dt} \quad (6)$$

$$\rho \cdot \frac{dV}{dt} = F_i \cdot \rho - F_0 \cdot \rho \quad (7)$$

Com o volume constante.

$$F_i = F_0 \quad (8)$$

O fluxo de entrada é igual ao fluxo de saída no tanque de aquecimento.

3.1.2. Balanço geral de energia

O balance de energia baseada na lei de conservação é feito para determinar a quantidade de energia que é trocada e acumulada dentro do sistema. As variáveis relacionadas no balanço de energia são:

\widehat{E}_i : Energia que entra no sistema

\widehat{E}_0 : Energia que sai do sistema

\widehat{E} : Energia acumulada no sistema.

$$\widehat{E}_i - \widehat{E}_0 = \widehat{E} \quad (9)$$

$$\widehat{E}_i = m \cdot \frac{dE}{dt} = m_i \cdot (U + e_k + e_p + p \cdot v)_i - m_0 \cdot (U + e_k + e_p + p \cdot v)_0 + Q + W_s \quad (10)$$

Onde:

U : Energia interna

e_k : Energia cinética

e_p : Energia potencial

p : Pressão do sistema

v : Volume do sistema

$Q = Q_{elet} - Q_{perd}$: Energia transferida ao sistema menos a energia perdida pelo sistema.

W_2 : Trabalho feito por partes móveis no sistema.

Nesse modelo W_s é relacionado com a energia necessária para levar água ao sistema e também com o impulso provocando a saída de água do sistema. A energia cinética e a energia potencial são ignoradas para efeitos de simplificar o modelo.

$$e_k = e_p = 0$$

Reescrevendo a equação de balanço de energia, segue:

$$m \cdot \frac{dU}{dt} = m_i \cdot (U + p \cdot v)_i - m_0 \cdot (U + p \cdot v)_0 + Q_{elet} - Q_{perd} \quad (11)$$

A entalpia define a quantidade de energia em um sistema capaz de fazer um trabalho, portanto, a transferência de pressão é constante e a variação de entalpia é igual ao calor absorvido ou liberado no processo. Entalpia (H) define-se como a combinação térmica de energia, onde: $H = U + pV$

Onde,

H = Entalpia

U = Energia Interna

p = Pressão

V = Volume

$$U = H - pV \quad (12)$$

$$\frac{dU}{dt} = \frac{dH}{dt} - p \cdot \frac{dV}{dt} \quad (13)$$

Como o volume não tem variação no decorrer do tempo, tem-se:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{dH}{dt} - p \cdot \frac{dV}{dt} \quad (14)$$

Assim, reescrevendo a equação 1:

$$m \cdot \frac{dH}{dt} = m_i \cdot H_i - m_0 \cdot H + Q_{elet} - Q_{perd} \quad (15)$$

Logo, a entalpia em relação à uma temperatura de referência T_{ref} com a capacidade térmica, dada em $[j \text{ g mol}^{-1} \text{ } ^{\circ}K^{-1}]$ a pressão constante, tem-se:

$$H = C_p(T - T_{Ref}) \quad (16)$$

$$\frac{dH}{dt} = C_p \cdot \frac{dT}{dt} - c_p \cdot \frac{T_{Ref}}{dt} \quad (17)$$

Reescrevendo a equação 2:

$$m \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} = m_i \cdot C_p(T_i - T_{Ref}) - m_o \cdot C_p(T - T_{Ref}) + Q_{elet} - Q_{Perd} \quad (18)$$

Com a definição de fluxo de massa, $m_i = F_i \cdot \rho_{em} = \rho \cdot V$ a equação 3, fica:

$$\rho \cdot V \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} = F_i \cdot \rho \cdot C_p(T_i - T_{Ref}) - F_o \cdot \rho \cdot C_p(T - T_{Ref}) + Q_{elet} - Q_{Perd} \quad (19)$$

O calor elétrico perdido é calculado baseado no coeficiente, de transferência de calor dado por: $Q_{Perd} = \alpha_{Isol} \cdot \Delta T$ e $Q_{elet} = U \cdot \Delta T_A$ Para obter a média aritmética da temperatura, sendo constante, se usa a fórmula:

$$\Delta T_A = 2 \frac{T_{Ref} \cdot (T_i + T)}{2} \quad (20)$$

Onde: α_{Isol} : Coeficiente de transferência.

$$C_{A.Inox} \frac{dT}{dt} = -\alpha_{Isol} \cdot (T - T_{amb}) \quad (21)$$

$C_{A.Inox}$: Capacidade de calor da parede do taque pode-se reescrever a equação 4,5,6 e 7 como segui:

$$\begin{aligned} & (\rho \cdot V \cdot C_p + C_{A.Inox}) \frac{dT}{dt} = \\ & F_i \cdot \rho \cdot C_p(T_i - T_{Ref}) - F_o \cdot \rho \cdot C_p(T - T_{Ref}) \\ & + U_{elet} \cdot \left(\frac{2 \cdot T_{Ref} - (T_i + T)}{2} \right) - \alpha_{isol}(T - T_{amb}) \end{aligned} \quad (22)$$

3.2. Tanque de Mistura

O processo de mistura da planta consiste em um tanque com duas entradas de água, uma entrada de água fria e uma entrada de água quente.

No tanque de mistura a água fria e água quente são misturadas para obter uma saída de água com uma determinada temperatura. A entrada do fluxo de água quente proveniente do tanque de aquecimento é constante. A entrada de água fria é controlada através de uma válvula de controle de fluxo (FIT-32, ver figura 1).

O fluxo máximo que pode ter como entrada através da válvula de controle é de $0,051 \frac{m^3}{seg}$. O tanque de mistura tem uma saída de água constante (Não tem válvula de controle mas tem válvulas manuais para alterar o consumo).

Para fazer o modelo matemático é preciso definir algumas premissas que definam os requisitos do controle e dos pontos de operação. As considerações estabelecidas são:

- A entrada de água quente é definida como um fluxo constante proveniente do tanque de aquecimento;
- O fluxo de saída de água do tanque de mistura é constante;

- O processo não gera massas;
- O processo não consome massas;
- O trabalho feito por as bombas para ingressar a água a cada um dos processos é o mesmo feito para provocar a saída da água do sistema; então, baseado nesta premissa o trabalho não é considerado para efeitos de simplificar o modelo;
- A temperatura da água fria e da água quente que entram no tanque são constantes.

3.2.1. Balanceamento Geral das Massas

A equação geral do sistema para o balanceamento de massas do processo é:

$$\widehat{M}_1 - \widehat{M}_O + \widehat{M}_G + \widehat{M}_C = \widehat{M} \quad (23)$$

Tanto as massas geradas como as massas consumidas dentro do sistema são omitidas na equação de acordo com as premissas anteriormente levantadas. Desta maneira tem-se a seguinte expressão:

$$\widehat{M}_1 - \widehat{M}_O = \widehat{M} \quad (24)$$

$$\widehat{M}_1 = m_{i_{quente}} + m_{i_{fria}} = F_{i_{quente}} \cdot \rho + F_{i_{fria}} \cdot \rho$$

Onde:

$F_{i_{quente}}$: Fluxo de entrada de água quente proveniente do tanque de aquecimento dado em $\frac{m^3}{seg}$.

$F_{i_{fria}}$: Fluxo de entrada de água fria proveniente da válvula de controle dado em $\frac{m^3}{seg}$.

ρ : Densidade da água dado em $\frac{Kg}{m^3}$

m_i, m_o : Fluxo mássico, de entrada e saída, dado em $\frac{Kg}{seg}$

$$\begin{aligned} \frac{dM_{TK1}}{dt} &= m_i - m_o \\ M_{TK1} &= \rho \cdot V \\ \frac{dM_{TK1}}{dt} &= \rho \cdot \frac{dV}{dt} \\ \rho \cdot \frac{dV}{dt} &= F_{i_{fria}} \cdot \rho - F_o \cdot \rho \end{aligned} \quad (25)$$

Como o volume é constante.

$$F_{i_{quente}} \cdot \rho + F_{i_{fria}} \cdot \rho = F_o \quad (26)$$

O fluxo de entrada é igual ao fluxo de saída no tanque de mistura.

3.2.2. Balanço geral de energia

O balanceamento de energia feita para o tanque de mistura é detalhado com a expressão a seguir:

$$\widehat{E}_i - \widehat{E}_o = \widehat{E}$$

$$\widehat{E}_i = m_i \cdot \frac{dE}{dt} = m_i \cdot (U + e_k + e_p + p \cdot v)_i - m_o \cdot (U + e_k + e_p + p \cdot v)_o - Q_{Perd} + W_s \quad (27)$$

Neste modelo W_s é relacionado com a energia necessária para impulsar a água ao sistema e também com o trabalho feito para provocar a saída de água do sistema. A energia cinética e a energia potencial são despreziada no sistema para efeitos de simplificar o modelo.

$$e_k = e_p = 0 \quad (28)$$

Reescrevendo a equação de balanceamento de energia fica da forma:

$$m_i \cdot \frac{dU}{dt} = m_{i_{quente}} \cdot (U + p \cdot v)_i + m_{i_{fria}} \cdot (U + p \cdot v)_i - m_o \cdot (U + p \cdot v)_o - Q_{Perd} \quad (29)$$

Entalpia (H) define-se como a combinação dos términos de energia:

$$U = H - pV$$

$$\frac{dU}{dt} = \frac{dH}{dt} - p \cdot \frac{dV}{dt} \quad (30)$$

Assim, reescrevendo a equação 27 tem-se a seguinte expressão:

$$m_i \cdot \frac{dH}{dt} = m_{i_{quente}} \cdot H_{i_{quente}} + m_{i_{fria}} \cdot H_{i_{fria}} - m_o \cdot H - Q_{Perd} \quad (31)$$

A entalpia é determinada em relação à uma temperatura de referência T_{Ref} com a capacidade calorífica, C_p é dado em [J mol⁻¹ °K⁻¹] para uma pressão constante.

$$H = C_p(T - T_{Ref})$$

$$\frac{dH}{dt} = C_p \cdot \frac{dT}{dt} - C_p \cdot \frac{R_{Ref}}{dt} \quad (32)$$

$$m_i \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} = m_{i_{quente}} \cdot C_p(T_{i_{quente}} - T_{Ref}) + m_{i_{fria}} \cdot C_p(T_{i_{fria}} - T_{Ref}) - m_o \cdot C_p(T - T_{Ref}) - Q_{Perd}$$

As perdas são calculados com base no coeficiente de transferência de calor:

$$Q_{Perd} = \alpha_{Isol} \cdot \Delta T$$

$$C_{A_{max}} \cdot \frac{dT}{dt} = -\alpha_{Isol} \cdot (T - T_{amb}) \quad (33)$$

Juntando as equações 32 e 33, tem-se que:

$$(\rho \cdot V \cdot C_p + C_{A.Inox}) \cdot \frac{dT}{dt} = F_{i_{quente}} \cdot \rho \cdot C_p(T_i - T_{Ref}) + F_{i_{frio}} \cdot \rho \cdot C_p(T_i - T_{Ref}) - F_o \cdot \rho \cdot C_p(T - T_{Ref} - \alpha_{Isol} \cdot (T - T_{amb})) \quad (34)$$

3.3. Simulação dos modelos matemáticos

Com intuito de simular o sistema dinâmico do processo de aquecimento, foi preciso construir um modelo de simulação constituído basicamente pelas ecuações que descrevem o comportamento do sistema. A representação do modelo criado é apresentado na figura 2.

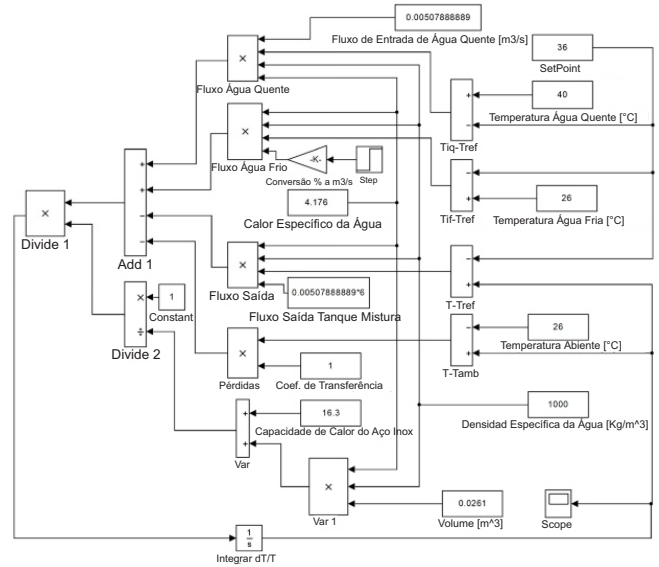


Figura 2: Modelo do Tanque de Aquecimento

Na Figura 3 é apresentada a resposta do sistema frente a uma entrada tipo em degrau. Pode-se observar que a resposta tem um comportamento similar a um sistema de primer ordem.

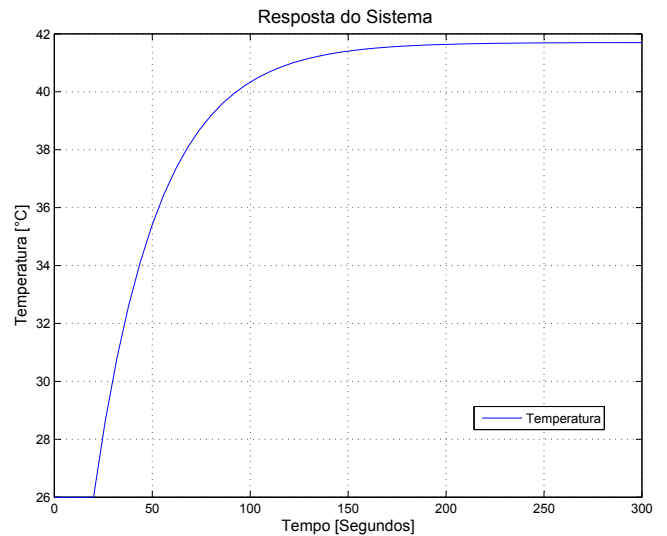


Figura 3: Resposta do sistema frente a uma entrada tipo em degrau

O modelo de simulação é validado com o sistema real para ser usado no desenvolvimento do controlador. A aquisição de dados em tempo real é feita via servidor OPC. O sistema é submetido a uma entrada tipo degrau e as variáveis involucradas

no processo são armazenadas para uma posterior comparação da resposta.

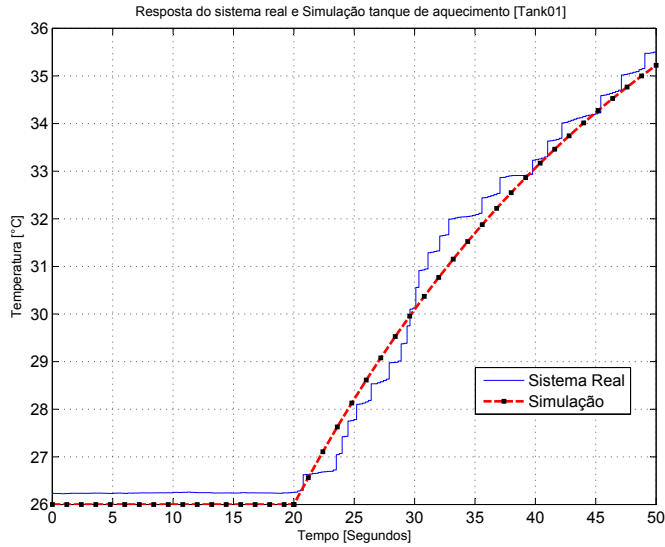


Figura 4: Resposta do Sistema Real e Simulação do Tanque de Aquecimento

A Figura 4 apresenta em forma comparativa a resposta real e a resposta da simulação do tanque de aquecimento. O coeficiente de transferência de calor na simulação é ajustado para obter uma resposta mais próxima da real. É importante fazer que o modelo simulado adote um comportamento semelhante do sistema real para que possa ser usado no projeto do controlador. O modelo é considerado razoavelmente aceitável para os propósitos de projeto do controlador.

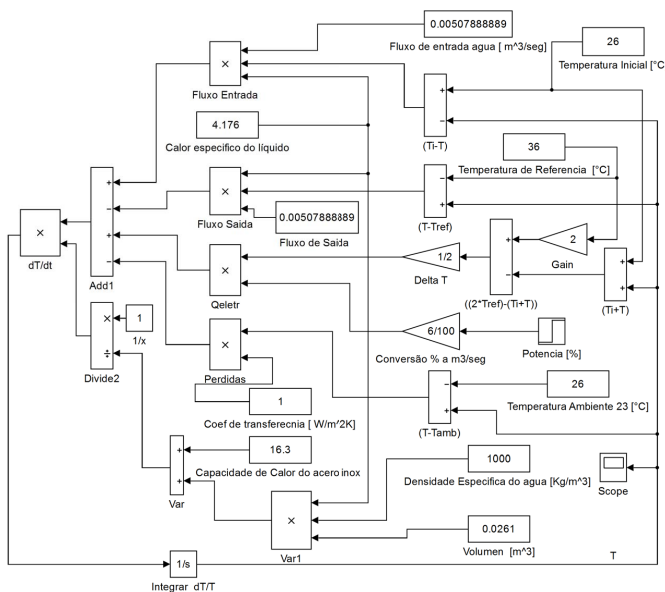


Figura 5: Modelo do Tanque de Mistura

Na Figura 5 é apresentado o modelo aproximado em Simulink® para o tanque de mistura. É importante lembrar que este processo tem uma inter-relação com o processo de aquecimento, onde

a saída de água quente do tanque de aquecimento é a entrada do processo de mistura. Os valores do fluxo e temperatura do líquido, para efeitos desta simulação são considerados constantes, mas o modelo permite efetuar variações dessas variáveis, da mesma forma como acontece com o sistema real.

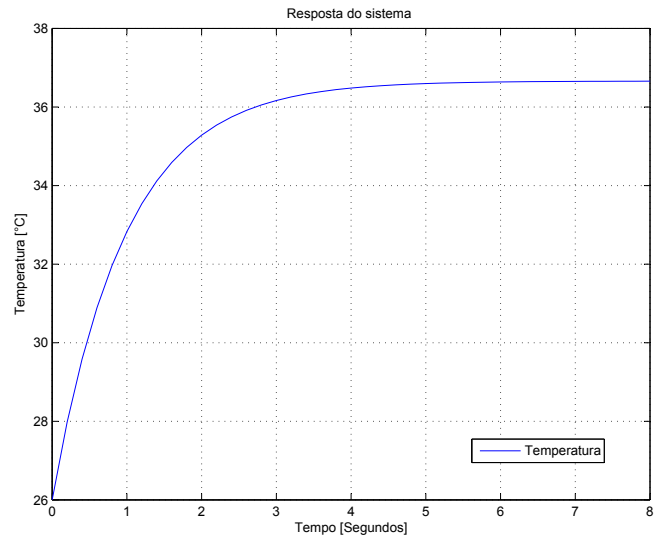


Figura 6: Resposta do sistema de mistura frente a uma entrada tipo degrau

A Figura 6 mostra a resposta do sistema do tanque de mistura frente a uma entrada degrau. Neste sistema, a entrada degrau de água fria a 26 graus Celsius, varia a temperatura do líquido de água quente a 40 graus Celsius, sendo a variável manipulada deste processo o fluxo de água fria de entrada.

4. Projeto e sintonização do controlador

Como já foi mencionado em um outro apartado deste documento, pretende-se desenvolver um controlador PID tanto para o processo de aquecimento como para o processo de mistura da planta Smar PD3. Primeramente é determinante construir um modelo representativo do sistema de controle.

A partir do modelo do sistema de controle é possível aplicar técnicas de otimização para determinar os parâmetros do controlador que permitam pontos de operação desejados. A resposta transitória contém informação importante do comportamento da planta com controle em malha fechada. O importante é determinar as constantes ótimas para o controlador PID baseado nesta resposta.

4.1. Otimização dos parâmetros do controlador PID

A otimização dos parâmetros do controlador PID faz referência à determinação dos melhores valores para os parâmetros do controlador que permitam obter a saída desejada no processo. Este procedimento é bem conhecido como sintonização do controlador. A sintonização fornece constantes adequadas para garantir a estabilidade do sistema e minimizar as oscilações com mudanças nas referências ou perturbações no sistema. Ogata and Yang (1970). Porém, o procedimento de sintonização pode representar um alto esforço se não é adotado um método de otimização.

Para a sintonia do controlador PID abordado uma técnica de otimização baseada em algoritmos genéticos foi adotado. Esta técnica, constitui um método estocástico de busca que trabalha sob uma população de soluções. Seu comportamento é inspirado no processo evolutivo onde uma população contém informação importante para conseguir uma solução melhor. Com a associação genética de diferentes genomas pode-se chegar a uma solução ótima. O objetivo de aplicar este método é conseguir a sintonia mais adequada para o controlador PID da planta Smar. O algoritmo tem que mudar as constantes K_d, K_p, K_i do controlador PID baseado na informação da resposta transitória para uma entrada degrau. Com cada interação permite evoluir as constantes com melhor resposta e rejeitar a população com menor rendimento.

Para resolver o problema é criada uma correspondência entre a função objetivo e a resposta ótima da planta associado com as variáveis K_d, K_p, K_i . O método consiste em calcular os parâmetros de rendimento da resposta transitórios para avaliar com as especificações do projeto. Os parâmetros considerados para o controle são apresentados na figura 7.

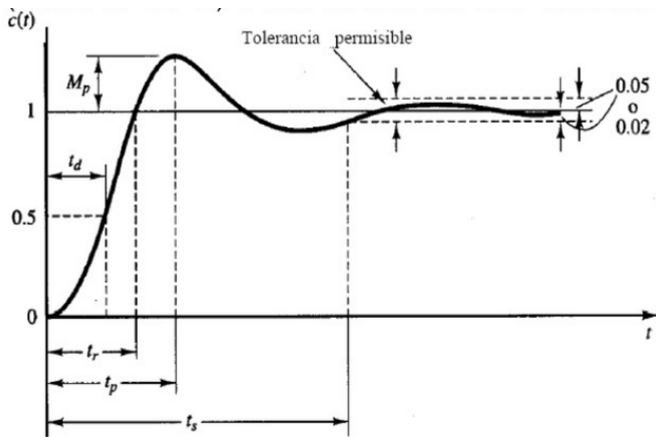


Figura 7: parâmetros de Rendimento do Controle PID obtidos da resposta transitória

Os parâmetros associados ao rendimento do controle PID e incorporados na função objetivo são:

- t_s : Tempo de Estabilização;
- t_r : Tempo de Levantamento;
- t_p : Tempo de Sobre Impulso;
- M_p : Sobre Impulso [%];
- P_{Peak} : Pico Máximo;
- V_{Estb} : Valor de Estabilização.

O algoritmo gera uma população inicialmente com valores aleatórios para as constantes. A população em cada geração é representada por uma matriz 20 X 3 onde cada fila da matriz é um cromossomo que representa a K_d, K_p, K_i . O rendimento de cada cromossomo dentro do controle PID é dado por pontuações baseada na função objetivo f . Os valores da função

objetivo são usados para minimização com o algoritmo. A seguir é mostrada a estrutura da matriz de cromossomos e a função "fitness".

$$\begin{bmatrix} K_{p1} & K_{d1} & K_{i1} \\ K_{p2} & K_{d2} & K_{i2} \\ \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots \\ K_{p20} & K_{d20} & K_{i20} \end{bmatrix} \begin{matrix} \text{Cromossomo1} \\ \text{Cromossomo2} \\ \dots \\ \dots \\ \text{Cromossomo20} \end{matrix} \quad (35)$$

$$\begin{bmatrix} f_1 \\ f_2 \\ \dots \\ \dots \\ f_{20} \end{bmatrix} \begin{matrix} \text{Cromossomo1} \\ \text{Cromossomo2} \\ \dots \\ \dots \\ \text{Cromossomo20} \end{matrix} \quad (36)$$

A função objetivo é definida baseada na captura dos parâmetros de desempenho do controle PID, medidos sob a resposta transitória, calculando o rendimento de cada cromossomo através da seguinte função:

$$f = \omega_{Peak} \cdot (M_p + P_{Peak}) + \omega_{T_{ss}} \cdot (t_s) + \omega_{T_r} \cdot (t_r) + \omega_{T_p} \cdot (t_p) + \omega_{err} \cdot |(s_p) - V_{Estb}| \quad (37)$$

Onde:

- ω_{Peak} : Peso indicador da relevância sobre impulso na resposta;
- $\omega_{T_{ss}}$: Peso indicador da relevância do tempo de estabilização na resposta;
- ω_{T_r} : Peso indicador da relevância do tempo de levantamento na resposta;
- ω_{T_p} : Peso indicador da relevância do tempo de levantamento na resposta;
- ω_{err} : Peso indicador da relevância do erro na resposta.

Na Figura 8 é apresentado um diagrama de fluxo representativo do funcionamento do algoritmo genético implementado para a sintonização do controlador PID.

O modelo usado para gerar a resposta transitória é feito no Simulink com um controle PID em malha fechada partindo do modelo da planta correspondente a cada processo (aquecimento e mistura). O modelo apresentado na figura 9 fornece a resposta transitória do sistema de controle para o processo de aquecimento da planta e Na Figura 10 é apresentado o modelo de representativo para o processo de mistura.

A partir de cada modelo são extraídos os parâmetros de desempenho para o controlador PID pertencente a cada processo (aquecimento e mistura). Com a função objetivo é calculado o rendimento de cada cromossomo e são feitas as correspondentes mutações para incluir novos indivíduos na população que demonstrem o desempenho do controle aos parâmetros desejados. O critério para deter o ciclo é quando não exista variação significativa nas pontuações dadas ao rendimento de cada cromossomo ou supere o limite de tempo sem encontrar solução.

Na Figura 11 é apresentada a resposta transitória gerada em cada interação, onde o algoritmo converge na geração 51 e os valores obtidos para conseguir uma resposta acorde aos requerimentos fixados.

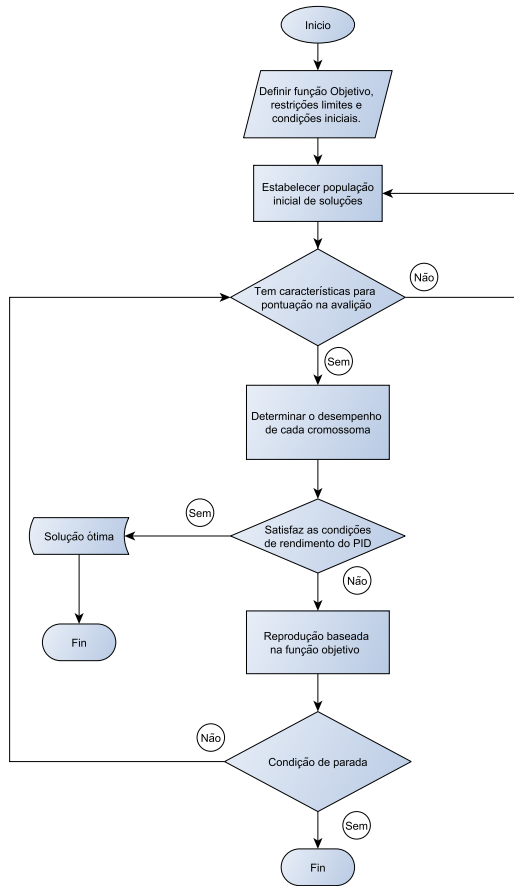


Figura 8: Diagrama de Fluxo do Algoritmo Desenvolvido

Na tabela 4 são apresentados os parâmetros otimizados para o controlador associado ao processo de aquecimento. Mesmo assim, na tabela 5 são listados os valores otimizados para o controlador PID associado ao processo de mistura.

Tabla 4: Parâmetros obtidos para o controlador PID do tanque de aquecimento

K_p	K_d	K_i	f
4.8645	-2.13	0.22	548.4685

Na Figura 12 é apresentada a resposta do sistema de mistura para controle PID que tem como parâmetros os valores apresentados na tabela 5. A resposta apresenta um sobre impulso admissível nas especificações. O instrumento final de controle é uma válvula que regula o fluxo de entrada de água fria. A resposta do elemento final de controle é maior que o câmbio na temperatura dentro do tanque de mistura porque o processo pode apresentar algum tipo de sobre impulso.

Tabla 5: parâmetros obtidos para o controlador PID do tanque de mistura

K_p	K_d	K_i	f
0.79	1.608	-0.37	6.4489e+03

Na Figura 13 é apresentada a resposta transitória gerada em cada interação referente ao processo de aquecimento, que O al-

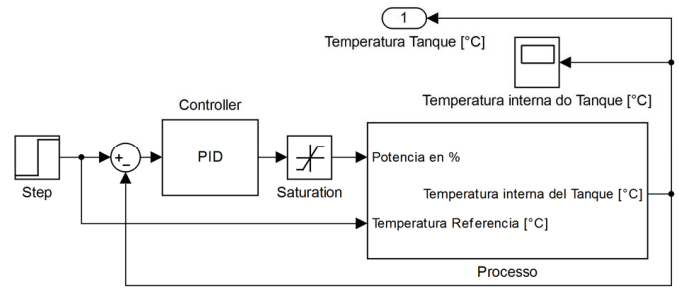


Figura 9: Modelo do sistema de controle para o processo de aquecimento

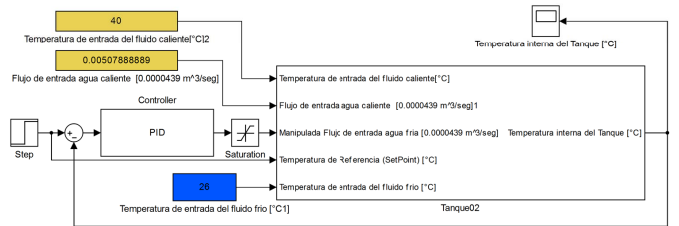


Figura 10: Controle PID em malha fechada para obter a resposta transitória do processo de mistura

goritmo converge na geração 53 e os valores obtidos para conseguir uma resposta de acordo com os requerimentos fixados são apresentados na tabela 4.

Na Figura 14 é apresentada a resposta do sistema de aquecimento. A resposta apresenta um tempo de estabilização alto, mas admissível nas especificações. O instrumento final de controle é uma resistência elétrica que regula o fluxo de corrente. A resposta do elemento final de controle é muito lento para conseguir uma mudança na temperatura dentro do tanque de aquecimento, assim o processo apresenta um tempo alto de estabilização.

5. Resultados

5.1. Tanque de aquecimento

A resposta do sistema atende as especificações definidas para o controle PID. Os parâmetros da resposta temporal para o tanque de aquecimento frente a uma entrada degrau de 42°C são apresentados na tabela 6. Os valores dos parâmetros foram tirados da gráfica obtida do processo real apresentada na figura 15.

Tabla 6: Parâmetros da resposta temporal do tanque de aquecimento

parâmetro	Descrição	Valor real
t_r	Tempo de Levantamento	12m
t_p	Tempo de Sobre Impulso	18m
t_s	Tempo de Estabilização	24m
M_p	Sobre Impulso	2 %
B_T	Banda de Tolerância da Resposta	1.5 %
V_{Estb}	Valor de Estabilização	42.45°C

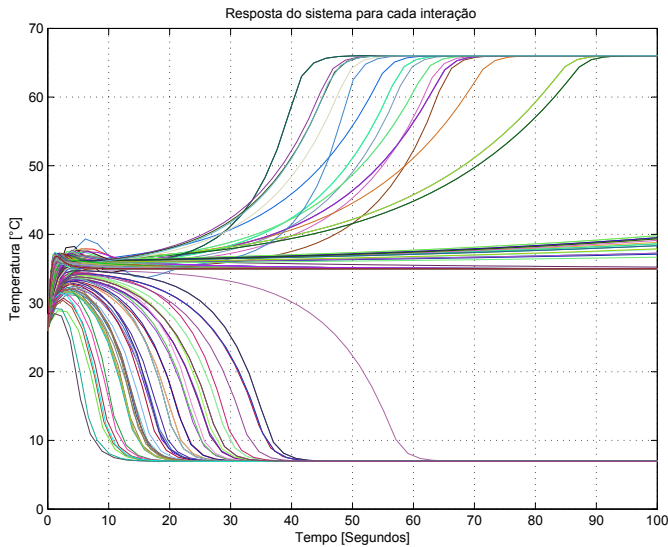


Figura 11: Interações geradas pelo algoritmo para sintonizar o controlador PID

5.2. Análises do controle para mudanças na referencia

Na Figura 16 é apresentada a resposta do sistema do tanque de aquecimento com controle PID para variações na referência. A resposta do controle consegue manter a temperatura do processo diante alterações da referência (setpoint) e superar efetivamente as perturbações provocadas pela dinâmica inerente do processo. Quer dizer que os parâmetros conseguidos com a sintonia funcionam corretamente para o processo de aquecimento.

É possível apreciar que o tempo para que o controlador consiga alçar a resposta transitória no valor estacionário é longo, devido à inércia inerente do processo. O controle gera ações para seguir a referência degrau, e depois da estabilização a resposta do sistema encontra-se estável para a banda de 3% do valor de referência. A resposta é considerada aceitável sendo que o sistema possui grande inércia e o controlador é afeitado por este fator.

5.3. Tanque de mistura

Os parâmetros da resposta temporal para o processo de mistura frente a uma entrada degrau de 35°C são obtidos da figura 17 e apresentados na tabela 7.

Tabela 7: Parâmetros da Resposta Temporal do Tanque de mistura

Parâmetro	Descrição	Valor
t_r	Tempo de Levantamento	12m
t_p	Tempo de Sobre Impulso	14m
t_s	Tempo de Estabilização	16m
M_p	Sobre Impulso	3.8 %
B_T	Banda de Tolerância da Resposta	14 %
V_{Estb}	Valor de Estabilização	36°C

A dinâmica do processo apresenta diferentes variações que são assumidas como perturbações. O comportamento do processo real é muito diferente do modelo em simulação devi-

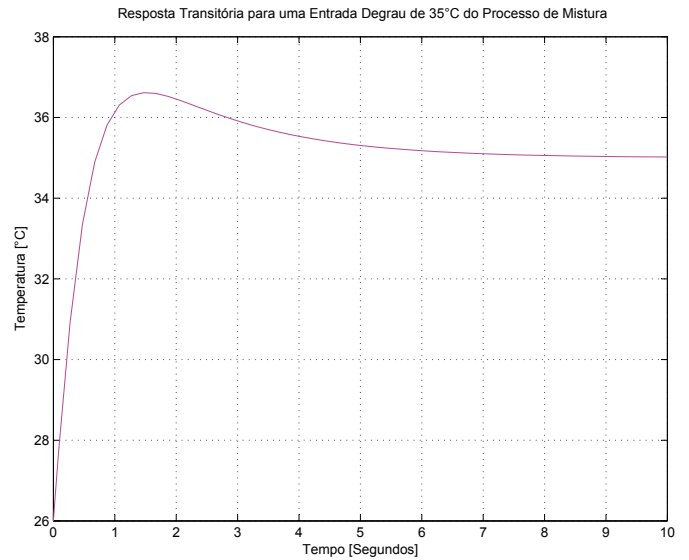


Figura 12: Resposta transitória para uma entrada de 35°C do processo de mistura

do às perturbações, porém conserva sua natureza. As maiores perturbações encontradas no processo são:

- A entrada do fluxo proveniente do tanque de aquecimento não tem uma temperatura constante.
- O processo de mistura não acontece efetivamente por a falta de mecanismo de movimentação do líquido interior e o líquido sai do processo ainda sem estabilizar a temperatura.
- A temperatura da água fria de entrada não é idealmente constante, pois tende a aumentar devido a que após certo tempo a água do tanque reservatório aumenta sua temperatura.

Na figura 17 apresenta-se a resposta do processo interagindo com todas as perturbações. O objetivo de conseguir um controle PID para o tanque de mistura foi quase comprometido, porém a ações de controle e a resposta do sistema permite acreditar que o método de sintonia consegue fazer seu melhor trabalho frente às ditas perturbações. Neste trabalho é exposto o controle nas condições mais adversas que acontecem quando os processos tem como referencia temperaturas altas para o tanque de aquecimento.

5.4. Análises do controle para mudanças na referencia do processo de mistura

Na figura 18 apresenta a resposta do sistema de mistura para mudanças na referencia e as ações de controle feitas por o controlador PID.

O controle procura seguir a entrada degrau, mas tem uma resposta muito lenta que precisa de um longo tempo para estabilizar na referencia. As altas variabilidades do processo requer um controle mais robusto que possa trabalhar em um rango maior de temperaturas. São propostas as seguintes mudanças

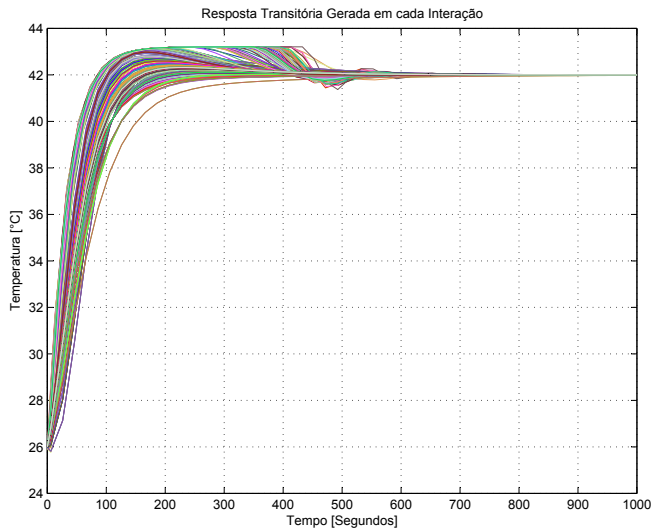


Figura 13: Resposta transitória gerada em cada interação para o processo de aquecimento

contempladas no manual de operação da planta para que o controle PID possa trabalhar com o processo de mistura corretamente.

- A saída do líquido quente não tem que recircular no processo.
- Manter o fluxo contínuo de água à temperatura ambiente.

Com as mudanças o controle efetivamente poderá manter a temperatura constante nos dos processos.

6. Conclusões

Neste trabalho, o desenvolvimento, sintonização e implementação de um controlador PID para os processos de aquecimento e mistura da planta didática Smar PD3 foi apresentado. Esta abordagem permitiu desenvolver um controle PID relativamente robusto com capacidade de resposta eficiente diante alterações no fluxo de entrada de água e mudanças na referência (setpoint).

A sintonização do controlador PID através de técnicas de otimização baseadas em algoritmos genéticos, permitiu obter os parâmetros ótimos de funcionamento partindo da resposta transitória de cada processo (aquecimento e mistura). A função objetivo do algoritmo foi levantada partindo das condições conhecidas de cada processo. A variação dos pesos na função objetivo faz possível a obtenção de parâmetros que geram respostas de distinta natureza (resposta não amortecida, subamortecida, criticamente amortecida e superamortecida).

O tempo de atraso (delay) associado ao envio de pacotes de informação utilizando servidores OPC com protocolo TCP/IP, tanto na aquisição de dados como no monitoramento dos processos em tempo real, não influi de maneira significativa nas respostas dos controladores, pois a inércia inerente dos processos não permite apreciar o efeito deste atraso de tempo no sinal de saída.

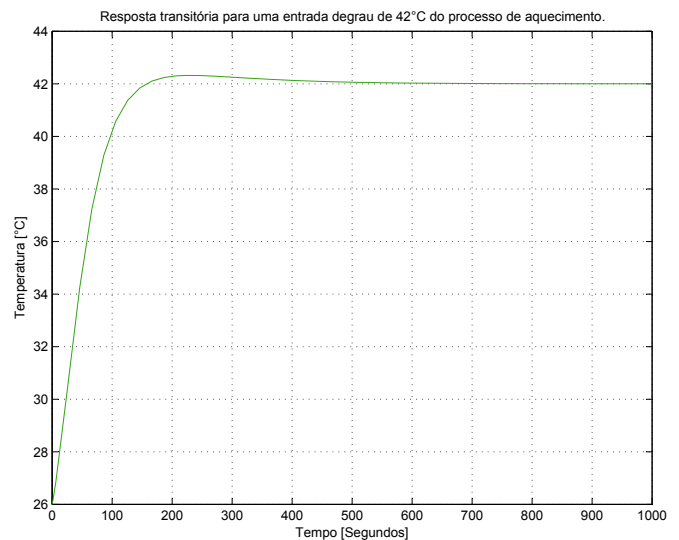


Figura 14: Resposta transitória para uma entrada de 42°C do processo de aquecimento

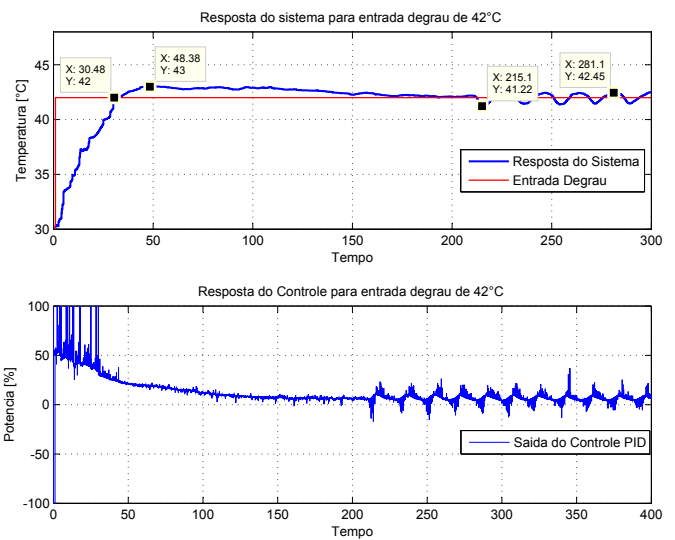


Figura 15: Resposta do sistema para entrada degrau de 42°C do processo de aquecimento

A compreensão do comportamento dos sistemas dinâmicos associados a processos industriais com características não-lineares, fornece ferramentas na forma de conhecimento para a correta tomada de decisões na hora de melhorar a eficiência dos processos. Conforme isto o prévio estudo e conhecimento da arquitetura da planta Smar PD3, permitiu a criação de um modelo aderente aos processos de aquecimento e mistura da planta.

English Summary

Development of a PID for heat and mix tanks using genetic algorithms in a didactic industrial plant

Abstract

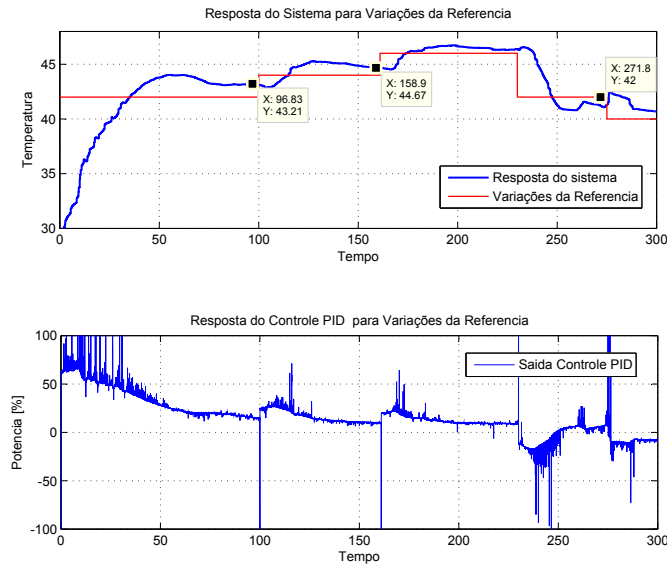


Figura 16: Resposta do sistema para variações na referencia

This paper deals with the development and implementation of a temperature control for the water heating and mixing processes of a Smar PD3 didactic plant. The work is made difficult by the inherent dynamic and non-linear nature of processes; Therefore, to solve the problem a PID controller is adopted. This type of controllers is widely used in the industry for temperature control, however the main problem is the identification of optimal operating parameters. In this work, an optimization method based on genetic algorithms is used for tuning PID controller parameters, from the transient response of each of the processes separately (heating and mixing). The method is validated experimentally in the plant through a real time data acquisition via OPC. The results indicate the efficacy of the proposed method for PID controller tuning, with responsiveness to changes in water flow, even if the specification of new setpoints.

Keywords:

Temperature Control, PID Control, Smar PD3, OPC, Genetic Algorithms

Agradecimentos

Os autores deste trabalho agradecem ao professor Dr. Alberto Álvares pelo conhecimento compartilhado e a sua preocupação pelo aprendizado dos estudantes do curso de Redes e Automação Industrial. Mesmo assim, agradecem ao Programa de Pós-Graduação em Sistema Mecatrônicos pela disponibilidade dos laboratórios - GRACO.

Referencias

Altinten, A., Ketevanlioğlu, F., Erdoğan, S., Hapoğlu, H., Albaz, M., 2008. Self-tuning PID control of jacketed batch polystyrene reactor using genetic algorithm. *Chemical Engineering Journal* 138 (1-3), 490–497. DOI: 10.1016/j.cej.2007.07.029

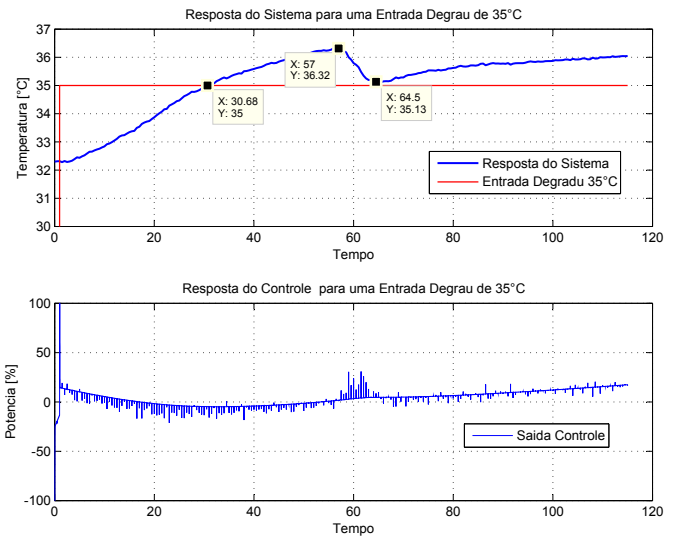


Figura 17: Resposta do sistema para uma entrada degrau de 35°C

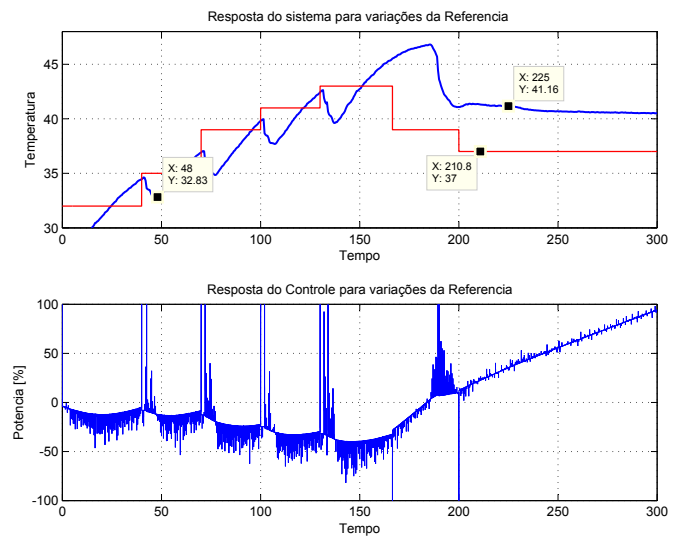


Figura 18: Resposta do sistema para variações na referencia

Kwang, M. Y., Jong, A. K., 2011. Model Reference PID Control and Tuning for Steam Temperature in Thermal Power Plant. 2011 11th International Conference on Control, Automation and Systems (Iccas), 415–419. URL: <Go to ISI>://WOS:000300490000082

Liu, L., Wang, Q., 2013. Water Temperature Control of An Electrically Heated Boiler Based on Robust PID. *International Conference on Mechatronic Sciences, Electric Engineering and Computer (MEC)*, 201–205.

Messalti, S., Harrag, A., Loukriz, A., 2016. A new variable step size neural networks MPPT controller: Review, simulation and hardware implementation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 68 (August 2015), 221–233. URL: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2016.09.131> DOI: 10.1016/j.rser.2016.09.131

Ogata, K., Yang, Y., 1970. *Modern control engineering*.

Shah, P., Agashe, S., 2016. Review of fractional PID controller. *Mechatronics* 38, 29–41. URL: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mechatronics.2016.06.005> DOI: 10.1016/j.mechatronics.2016.06.005

SMAR, 2015. *Plantas didáticas*. site oficial smar. URL: www.smar.com/PDFs/Manuals/PILOPLMP.pdf

Tiwari, D., Pachauri, N., Rani, A., Singh, V., 2016. Fractional Order PID (FOPID) Controller based Temperature Control of Bioreactor. *Interna-*

- tional Conference on Electrical, Electronics, and Optimization Techniques (ICEEOT), 2968–2973.
- Wang, Z., Yin, Z., Xiong, Y., 2010. Temperature Control and PID Parameters Optimization Based on Finite Element Model. 2010 International Conference on Electrical and Control Engineering (973), 2241–2244.
URL: <http://ieeexplore.ieee.org/document/5631612/>
DOI: 10.1109/iCECE.2010.552
- Wati, D. A. R., Hidayat, R., 2013. Genetic algorithm-based PID parameters optimization for air heater temperature control. Proceedings of 2013 International Conference on Robotics, Biomimetics, Intelligent Computational Systems, ROBIONETICS 2013 (1), 30–34.
DOI: 10.1109/ROBIONETICS.2013.6743573
- Wu, X., Shen, J., Li, Y., Lee, K. Y., 2015. Fuzzy modeling and predictive control of superheater steam temperature for power plant. ISA Transactions 56, 241–251.
URL: <http://dx.doi.org/10.1016/j.isatra.2014.11.018>
DOI: 10.1016/j.isatra.2014.11.018
- Yu, E., 2016. A Novel Modified PID Controller Applied to Temperature Control with Self-Tuning Ability. Control and Decision Conference (CCDC), 2016 Chinese, 7025–7029.
- Zhen, Z., Yan, G. A. O., 2013. Design of the Fuzzy PID Controller for the Hot Runner Temperature Control System. Proceedings of the 32nd Chinese Control Conference, 3464–3469.