

ABORDAGEM FLEXÍVEL, ROBUSTA E ESTRUTURADA PARA O PROJETO DE CONTROLADORES PID

M. Escobar¹; J. O. Trierweiler¹

¹Departamento de Engenharia Química – Universidade Federal do Rio Grande do Sul
Rua Engenheiro Luiz Englert, s/nº Prédio (12104) - Campus Central
Farroupilha – CEP: 90040-040 – Porto Alegre– RS – Brasil
Telefone: (51) 3308-4167 – Fax: (51) 3308-3277 – Email: escobar029@hotmail.com

RESUMO – O rápido avanço industrial, em resposta às exigências de mercado e ao desenvolvimento tecnológico, levou a um aumento na complexidade dos processos modernos, aumentando o nível de interação entre as variáveis do processo, e o número de malhas de controle necessárias para manter as condições desejadas de operação e a qualidade dos produtos. No entanto, a maioria das malhas de controle industriais não funcionam de forma satisfatória. Visando atender as exigências e necessidades deste contexto, foi desenvolvida uma metodologia genérica para o projeto de controladores estruturados de baixa ordem do tipo PID, com elevado caráter prático e flexibilidade. O procedimento de projeto foi sistematizado e integrado em uma ferramenta desenvolvida em Matlab® com interface amigável, possibilitando a qualquer profissional da área de controle de processos a exploração, em todas as dimensões, do problema de projeto global de controle, abrangendo a escolha da estrutura e projeto do controlador propriamente dito.

PALAVRAS-CHAVE: Controle PID; Controle Multivariável; Desempenho Operacional.

ABSTRACT – The fast industrial progress, in response to the market demands and to the technological development caused an increased complexity of the modern processes, promoting not just an increased of the interaction level among the variables of the process, as well as the number of necessary control loops to maintain the conditions of the desired operations and the quality of the obtained products. Aiming to attend the demands and needs in this context, in this work, a generic methodology was developed for the design of structured low order controllers, with high practical character and flexibility. The design procedure was systematized and integrated into an existent tool developed in Matlab® with a friendly interface providing to any professional in the area of control of processes the exploration, in all the dimensions, of the problem of global control design, embracing the choice of the structure and the controller's design.

1. INTRODUÇÃO

O rápido avanço industrial levou a um elevado aumento da complexidade das plantas modernas, tanto em termos de fluxo de material como também de fluxo energético, promovendo um significativo aumento no número de malhas de controle necessárias para manter as condições operacionais desejadas e a qualidade dos produtos obtidos. Em geral, estas malhas possuem interações que não são incorporadas durante o projeto de controladores utilizando técnicas aplicáveis apenas a sistemas SISO (Single Input Single Output).

Nas últimas décadas o controle multivariável vem sendo alvo de muitos estudos e, conseqüentemente, de grande evolução. Entretanto, apesar de existir um grande número de métodos consolidados na literatura para sintonizar controladores de baixa ordem, do tipo Proporcional-Integral-Derivativo (PID) em malhas tipo SISO, o número de técnicas aplicáveis a sistemas de múltiplas malhas com interação (MIMO ou Multi-SISO com interação) ainda é bastante reduzido.

O controlador PID destaca-se por ser um dos mais importantes métodos da automação e controle de processos industriais. O PID é um algoritmo robusto, de fácil entendimento e que é capaz de prover um desempenho satisfatório para um grande número de processos (MORADI et al., 2002, p. 1). Embora controladores do tipo PID sejam tão antigos, tão estudados e os mais utilizados no cenário industrial, muitas malhas de controle apresentam uma performance não satisfatória, aumentando a variabilidade dos processos ao invés de reduzir, como desejado (WANG, 2001 p. 105).

Embora controladores PID apresentem apenas 3 parâmetros de ajuste (no caso SISO), não é tão trivial, um procedimento sistemático de sintonia desses parâmetros (SKOGESTAD, 2003, p. 291). Uma comprovação disto é que a ação derivativa, embora possa trazer grandes

benefícios em alguns casos, muitas vezes não é utilizada (INGIMUNDARSON e HÄGGLUND, 2002, p. 887), devido à dificuldade envolvida em sua sintonia (PIAZZI e VISIOLI, 2002, p. 1). Essa dificuldade de implementação em grande parte se deve à existência de inúmeras formas nas quais esta ação é implementada nos diferentes sistemas comerciais (GOODWIN et al., 2001, p. 160).

A estrutura do controlador é um aspecto importante a ser considerado no projeto tendo em vista que estruturas mais descentralizadas são preferíveis frente a estruturas mais centralizadas, uma vez que a performance desses controladores diagonais é, em geral, adequada para muitas aplicações em controle de processos. Em muitos casos, estruturas de controle mais sofisticadas não resultam em um ganho que justifique a complexidade adicional e o seu respectivo custo de implementação e manutenção (TRIERWEILER et al., 2000).

O projeto de controle robusto estruturado (desde totalmente descentralizado até uma estrutura centralizada) permanece como um problema aberto no meio científico; uma vez que métodos padrões de projeto de controle robusto, em sua grande maioria não permitem a estruturação do controlador (TRIERWEILER et al., 2000 p. 793).

Surge então um problema desafiador dado o espaço para o desenvolvimento de uma metodologia genérica de projeto de controle que contemple essas necessidades. Essa nova proposta deve conter embasamento teórico para ser justificável, no entanto, deve ser simples em seu entendimento e uso para ter aceitação por parte dos usuários. É desejável que os resultados possam ser obtidos de forma rápida e eficiente e de maneira tal, que possam ser implementados diretamente nos sistemas comerciais. Além disso, a técnica deve estabelecer um ponto de equilíbrio, compromisso, entre a robustez e o desempenho e cobrir uma vasta gama de processos industriais.

2. DESENVOLVIMENTO TEÓRICO

Considere a malha por realimentação padrão apresentada na Figura 1, onde G é modelo do processo em estudo, C é o controlador, y e r são as variáveis controladas e de referência respectivamente.

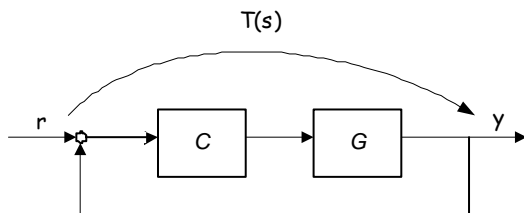


Figura 1: Malha de Controle por Realimentação Padrão.

Se especificarmos um determinado comportamento dinâmico para a função em malha fechada $T_0(s)$. Uma vez conhecido o modelo, algebricamente pode-se determinar qual seria a expressão do controlador aqui chamado de controlador ideal:

$$C(s) = G^{-1}(s)(T_0^{-1}(s) - I)^{-1} \quad (1)$$

$C(s)$ é o controlador “ideal”, e uma vez que nenhuma restrição é realizada sobre a operação algébrica, não há garantia de que o controlador seja realizável e usualmente apresenta uma elevada ordem, no entanto, este provê ao projetista a informação necessária a respeito do comportamento dinâmico desejado no domínio da frequência.

A idéia básica consiste em aproximar no domínio da frequência o controlador $C_0(s)$ por um controlador estruturado e de baixa ordem $C(s)$. Esta aproximação pode ser realizada em termos de $\Delta C = C - C_0$ ou em termos de $\Delta T = T - T_0$, sendo este caso mais interessante pois favorece o ajuste na frequência de corte do sistema.

Neste trabalho, a metodologia foi desenvolvida com base em uma malha por realimentação com 2 graus de liberdade, onde o

controlador de baixa ordem é separado em 4 blocos: C_{PI} , C_{PV} , C_{SP} e C_F conforme apresentado na Figura 2.

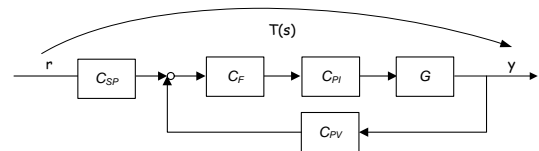


Figura 2: Malha por realimentação proposta.

Nesta configuração, o bloco compensador $C_{PI}(s)$ preserva as ações inerentes aos modos proporcional e integral que em geral é bastante similar nos diversos equacionamentos existentes para o controlador PID. Os blocos $C_{SP}(s)$ e $C_{PV}(s)$ são pré-filtros que implementam a ação derivativa tendo sua estrutura flexível e definida pela parametrização (algoritmo) comercial utilizada (FACCIN, 2004) enquanto $C_F(s)$ permite a utilização de filtros para o aumento de ordem do controlador quando desejado.

2.1 Problema de Otimização

Considerando a malha proposta na Figura 2, após pequena manipulação algébrica tem-se que:

$$\Delta T(s) = T - T_0 = S(s)[G(s)C_{PI}(s)(C_{SP}(s) - C_{PV}(s)T_0(s)) - T_0(s)] \quad (2)$$

Se considerarmos inicialmente que $S \cong S_0$ ($S_0 \cong I - T_0$), e C_{SP} , C_{PV} , C_F são blocos diagonais, a j -ésima coluna de ΔT é influenciada apenas pela j -ésima coluna de ΔC , ou seja, o problema se torna independente por coluna. A função objetivo consiste em minimizar a resposta ao degrau no domínio da frequência (em N pontos discretos) da matriz de transferência ΔT conforme equação 3:

$$FO = \min_{PID} \sum_{s=j\omega_1}^{s=j\omega_N} \|T(s) - T_0(s)\|^2 \quad (3)$$

Inicialmente C_{SP} , C_{PV} e C_F são considerados matrizes identidade de dimensão igual ao número de variáveis controladas. Para cada coluna de ΔT são determinados os parâmetros K_P e T_I da coluna correspondente de C_{PI} através de um problema de programação quadrática (QP). A coluna de C_{PI} é então fixada e um novo QP é resolvido para determinar o parâmetro derivativo T_D conforme a parametrização escolhida pelo projetista (série, paralelo, etc.). Este procedimento é realizado para todas as colunas e é iniciado o procedimento iterativo, comparando os valores dos parâmetros obtidos em iterações consecutivas até que um erro percentual admissível seja estabelecido.

A solução obtida é sub-ótima, tendo em vista que no primeiro passo (otimização coluna por coluna), foi assumido que $S(s) \approx S_0(s)$. Se a diferença ΔT não é suficientemente pequena, a função de sensibilidade S desvia de S_0 e o erro computacional na otimização coluna por coluna pode ser grande. Para evitar esse comportamento indesejado, o ajuste do controlador obtido anteriormente pode ser refinado por uma otimização não linear que considera a aproximação em malha fechada diretamente.

A função objetivo na otimização global pode ser escrita como expresso na eq. (4) com ΔT fornecido pela eq. (2). Este problema é resolvido através de otimização min-max usando como chute inicial os valores obtidos anteriormente.

$$FO_{Global} = \sum_{k=1}^{no} \sum_{i=1}^{no} \sum_{l=1}^N \left\| \frac{\Delta T_{ik}(j\omega_l)}{j\omega_l} \right\|_2^2 \quad (4)$$

O algoritmo foi estendido para permitir a utilização de multi-modelos (politopo) com pesos selecionáveis para o projeto de um controlador único (ESCOBAR e TRIERWEILER, 2006).

2.2 Procedimento Geral

O procedimento global pode ser visualizado na Figura 3. Inicialmente, o modelo nominal $G(s)$ é fatorado (Blaschke) (TRIERWEILER et al., 2000), os filtros obtidos com a fatoração são inseridos no desempenho desejável $T_0(s)$ especificado definindo o desempenho alcançável do sistema $T(s)$.

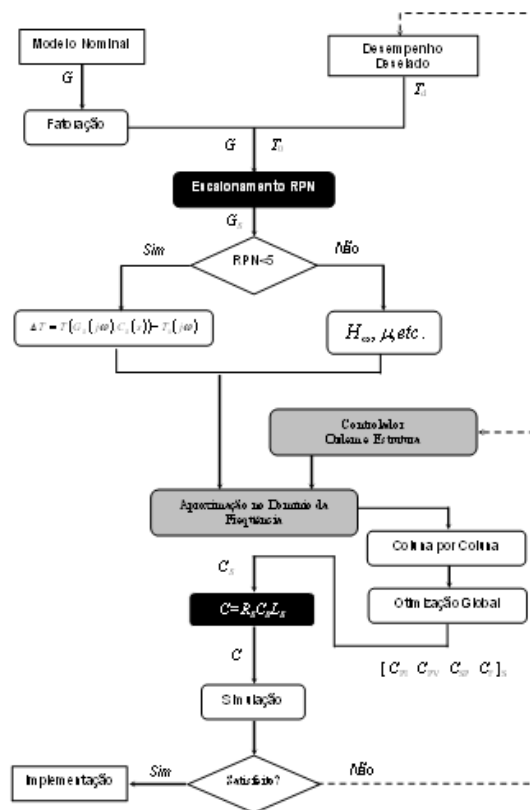


Figura 3: Visão Geral do Procedimento Global.

A partir de $G(s)$ e $T(s)$, o Número de Performance Robusta (RPN) (TRIERWEILER et al., 2000) é calculado, e são determinadas as matrizes L_S e R_S pelo procedimento de escalonamento RPN para a faixa de frequência selecionada. No caso em que o RPN é suficientemente baixo (utiliza-se 5 como limite não rígido), o controlador “ideal” é então reduzido para a estrutura e ordem do controlador selecionado pelo procedimento previamente

descrito para a obtenção dos blocos $C_{PI}(s)$, $C_{SP}(s)$ e $C_{PV}(s)$.

Os blocos são então retornados às unidades originais. Se o resultado após a implementação não for satisfatório, tanto a ordem quanto a estrutura do controlador podem ser alterados ou ainda o desempenho desejado pode ser modificado, buscando-se o melhor resultado.

3. ESTUDO DE CASO

A unidade proposta consiste em uma planta de seis tanques esféricos que interagem entre si. O objetivo consiste em controlar os níveis dos tanques inferiores (h_1 e h_2) utilizando como variáveis manipuladas as vazões (F_1 e F_2), sendo os níveis dos tanques intermediários (h_3 e h_4) controlados por malhas independentes, utilizando para isso a manipulação do coeficiente de descarga (R) dos respectivos tanques.

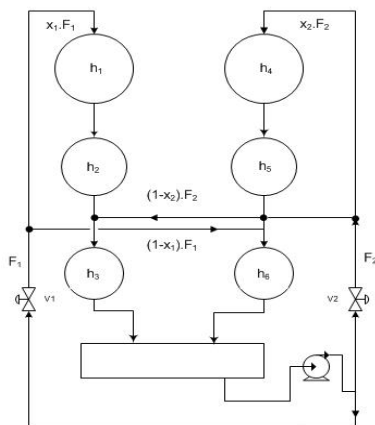


Figura 4: Planta de 6 tanques esféricos.

Foi realizada uma modelagem fenomenológica para processo em ESCOBAR (2006). Na Tabela 1 são fornecidos os parâmetros considerados e na Tabela 2 são definidos 4 pontos operacionais. A interação do processo gera um zero no semi-plano direito (SPD) sempre que a soma de x_1 e x_2 supera a unidade, o que gera dificuldade no controle da unidade.

Tabela 1: Parâmetros do Processo.

Parâmetro	Valor
$D_1 D_4$ [cm]	35
$D_2 D_5$ [cm]	30
$D_3 D_6$ [cm]	25
$R_1 R_4$ [$\text{cm}^{2.5} \text{min}^{-1}$]	1690
$R_2 R_5$ [$\text{cm}^{2.5} \text{min}^{-1}$]	1830
$R_3 R_6$ [$\text{cm}^{2.5} \text{min}^{-1}$]	2000

Tabela 2: Pontos Operacionais.

Variável	OP 1	OP 2	OP 3	OP 4
h_3 [cm]	4.8400	17.0156	8.4100	11.7306
h_6 [cm]	3.2400	11.3906	8.1225	5.4056
F_1 [L/min]	4	7.5	4	7.5
F_2 [L/min]	4	7.5	7.5	4
x_1, x_2	0.7,0.6	0.7,0.6	0.7,0.6	0.7,0.6
zero-SPD	1.0246	0.1915	0.3818	0.3158
y_z (direção de saída)	$\begin{bmatrix} 0.68 \\ -0.79 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.58 \\ -0.81 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.52 \\ -0.85 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.69 \\ -0.72 \end{bmatrix}$
u_z (direção de entrada)	$\begin{bmatrix} -0.58 \\ 0.59 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} -0.77 \\ 0.63 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} -0.65 \\ 0.75 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} -0.85 \\ 0.51 \end{bmatrix}$

4. RESULTADOS

O projeto dos controladores foi realizado a partir da especificação de um desempenho desejável conforme apresentado na Tabela 3, lançando mão de uma função de segunda ordem com ganho unitário.

Tabela 3: Desempenho Desejado (T_d).

Característica	T_d
Rise time [y_1, y_2] (min.)	10,7
Overshoot %	10,10

A escolha do desempenho deve ser determinada conforme o zero mais próximo da origem, pois este apresenta uma maior limitação na velocidade do controlador.

O modelo deve ser fatorado devido a presença de tempo morto e do zero-SPD, para manter a estabilidade interna da malha, a função em malha fechada T deve ter o mesmo zero com a mesma direção de saída para garantir a estabilidade interna da malha.

Para analisar a performance dos controladores obtidos, foi utilizada uma mudança simultânea de set-point (problema servo) em direções opostas, que consiste na pior situação que o controlador pode enfrentar de acordo com a direção de saída do zero apresentado na Tabela 2. Similarmente, foi utilizado como problema regulatório uma mudança α em u_1 e $-\alpha$ em u_2 de acordo com a direção de entrada do zero.

Foram projetados três controladores centralizados para o modelo nominal (OP2) com o desempenho especificado na Tabela 3. A simulação obtida é apresentada na Figura 5, onde PID+F2 é usado para indicar um PID com um filtro de segunda ordem C_F .

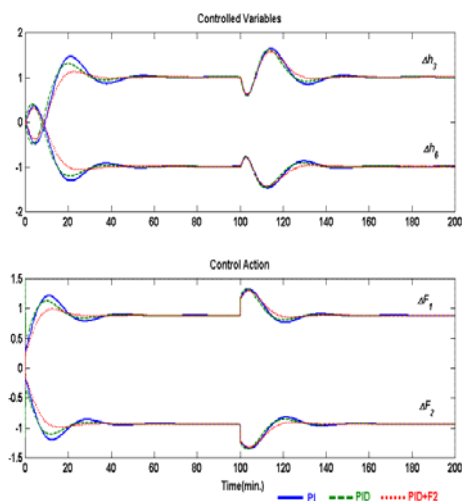


Figura 5: Resposta servo ($r=[1 \ -1]$) e regulatória ($d=0.4.[1 \ -1]$) para os controladores centralizados PI, PID, PID+F2 para o modelo nominal e desempenho T_d .

A Figura 5 mostra como a presença do zero limita a velocidade do controlador, pois quanto mais rápida for a atuação do controlador, maior será o efeito da resposta inversa podendo levar o sistema a instabilidade. Por outro lado, o aumento da ordem tem um efeito estabilizador sobre a dinâmica do sistema, cabe ao projetista decidir entre o aumento da ordem do controlador, ou tornar o desempenho mais lento a partir de uma nova especificação de desempenho desejável.

Na Figura 6, é apresentado o projeto decentralizado para o modelo nominal usando T_d . Neste caso a falta de graus de liberdade no ajuste faz com que o desempenho embora satisfatório, seja mais lento. Além disso, como a performance do PI é bastante suave, o aumento da ordem não apresenta um efeito compensador. Quanto maior for a interação entre as malhas, mais pobre será a performance utilizando a estrutura decentralizada.

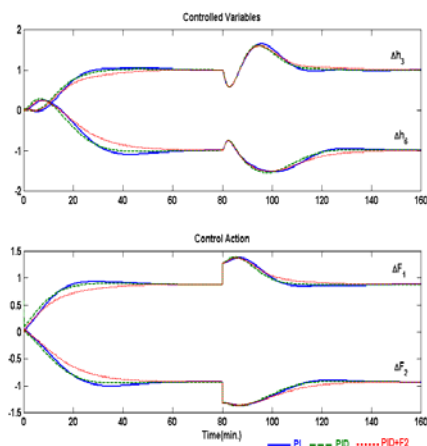


Figura 6: Resposta servo ($r=[1 \ -1]$) e regulatória ($d=0.4.[1 \ -1]$) para os controladores decentralizados PI, PID, PID+F2 para o modelo nominal e desempenho T_d .

Na Figura 7 é apresentado o desempenho para o modelo nominal utilizando todos os modelos com igual peso no projeto do controlador (abordagem multi-modelo).

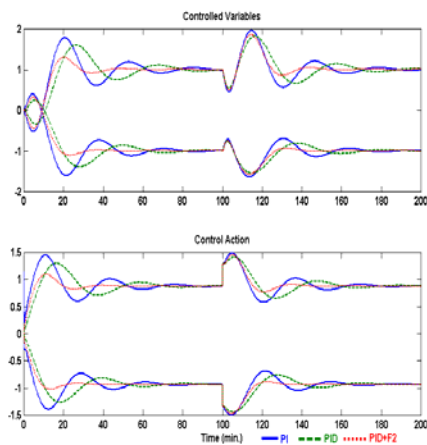


Figura 7: Resposta servo e regulatória para o modelo nominal usando controlador projetado com todos os pontos operacionais

Os resultados mostraram que o aumento da ordem tem mais efeito sobre o projeto multi-modelo, uma vez que se tenta obter um único desempenho utilizando distintos comportamentos dinâmicos isso pode gerar grandes oscilações na região de alto ganho e dinâmica rápida.

Cabe salientar que pode-se definir pesos diferenciados para cada modelo presente no projeto estabelecendo um compromisso a ser especificado pelos objetivos de controle da unidade.

Foram selecionados dois controladores que apresentaram os melhores desempenhos utilizando o modelo nominal (C_n) e o conjunto completo de modelos (C_p). Em ambos os casos, foi o controlador PID+F2. Na Figura 8 é comparada a resposta servo de C_n e C_p . Pode-se perceber que o C_p é mais rápido em todos os pontos de operação, e apresentada uma performance tão boa quanto o controlador nominal C_n , mesmo para o OP2 que consiste no nominal.

Os dois controladores (C_n e C_p) foram simulados com o modelo não linear implementado em Simulink. A simulação começa no OP2 e muda para OP4, OP1 e OP3 sucessivamente até o tempo de 400 minutos onde o set point é alterado simultaneamente em direções opostas, no tempo de 500 minutos os valores de x_1 e x_2 são invertidos ($x_1=0.6$ e $x_2=0.7$) e então o processo retorna para o OP2. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 9, demonstrando que a performance do controlador C_p é melhor que o controlador nominal C_n para a grande maioria das mudanças propostas, pois ele considera internamente a informação proveniente dos outros pontos. A decisão de pesos pode favorecer o ajuste em determinada região, no limite levando o peso relativo na região nominal a valores relativamente maiores que os demais, obtém-se C_p tende a C_n .

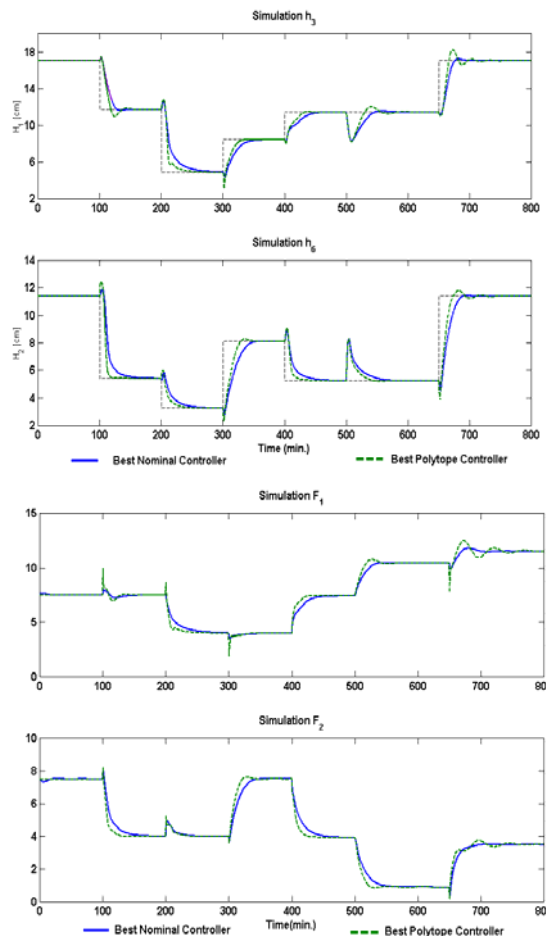


Figura 9: Simulação não linear com C_n e C_p .

Na Tabela 4 são apresentados os parâmetros de C_p e C_n . A equação derivativa utilizada para cada canal é apresentada na equação 5.

$$C_{PV}(s) = C_{SP}(s) = \frac{T_D s + 1}{\alpha T_D s + 1} \text{ (series)} \quad (5)$$

Tabela 4: Parâmetros do Controlador.

Parâmetro	Cont. $i \setminus j$	C_n/C_p	
		1	2
K_P	1	0.178/0.022	-0.226/-0.194
	2	-0.159/-0.073	0.112/0.038
T_I	1	3.130/0.339	6.126/4.362
	2	6.164/2.502	1.5926/0.463
T_D	1,2	0.993/2.554	0.994/0.990
T_F	1,2	$\begin{bmatrix} 0.93 \\ 0.41 \end{bmatrix} / \begin{bmatrix} 0.93 \\ 0.49 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.82 \\ 0.29 \end{bmatrix} / \begin{bmatrix} 0.97 \\ 0.49 \end{bmatrix}$
λ	1,2	1.054/0.873	

5. CONCLUSÕES

Foi apresentado um método rápido e eficiente para projeto de controladores de baixa ordem. A metodologia é bastante flexível, permite a seleção do desempenho, da estrutura e ordem do controlador, além de levar em consideração os distintos equacionamentos do controlador PID. Pode ser utilizada para o projeto de controladores para modelos complexos com tempo morto, zero de transmissão. Além de permitir o uso de diversos modelos para a determinação de um único controlador, estabelecendo um compromisso entre desempenho e robustez.

6. REFERÊNCIAS.

ESCOBAR, M; TRIERWEILER, J. O. - Multi Model Approach To Multivariable Low Order Structured-Controller Design, In: International Symposium on Advanced Control of Chemical Process. v. II. p. 1021-1026. (2006)

FACCIN, F. (2004). Uma abordagem inovadora para o projeto de controladores PID (In Portuguese). Master Thesis. Federal University of Rio Grande do Sul, Chemical Eng. Department, Brazil (2004).

GOODWIN, G. C.; GRAEBE, S. F.; SALGADO, M. E. *Control System Design*. Upper Saddle River: Prentice Hall (2001).

INGIMUNDARSON, A. e HÄGGLUND, T. "Performance comparison between PID and dead-time compensating controllers". *Journal of Process Control*, **12**, 887-895 (2002).

MORADI, M. H.; KATEBI, M. R.; JOHNSON, M. A. MIMO predictive PID controls. In: *15th IFAC World Congress*. Barcelona (2002).

PIAZZI, A. e VISIOLI, A. Improved PI control via dynamic inversion. In: *15th IFAC World Congress*. Barcelona (2002).

SKOGESTAD, S. Simple analytic rules for model reduction and PID controller design. *Journal of Process Control*, **13**, 291-309 (2003).

TRIERWEILER, J. O.; MÜLLER, R.; ENGELL, S. Multivariable Low Order Structured-Controller Design by Frequency Response Approximation. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **17**, n.º 4, 793-807 (2000).

WANG, Q., Book review: "Autotuning of PID controllers". *Journal of Process Control*, **11**, 105-107 (2001).