

# SINTONIA DE UM CONTROLADOR PID EM UM SISTEMA DE CONTROLE DE VAZÃO

**Vinicius Pereira Pires**

Aluno da Faculdade de Engenharia  
Curso de Engenharia Química  
Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul.  
Av. Ipiranga, 6681. Partenon. Porto Alegre/RS. CEP 90619-900.

## RESUMO

O presente trabalho apresenta os resultados da sintonia dos parâmetros de um controlador PID a partir da identificação do modelo dinâmico do controle de vazão da planta piloto PCT40 da Armfield. A função de transferência da planta foi obtida pelo método da Curva de Reação do Processo através de uma perturbação em degrau na variável manipulada (rotação da bomba). Os parâmetros de ajuste do controlador foram identificados pelo método da Sensibilidade Limite (Ziegler e Nichols) e pelo método IMC (*Internal Model Control*). Os resultados indicaram que o método IMC não é adequado para sintonizar o controlador de vazão dessa unidade piloto, visto que apresentou uma resposta instável frente a uma perturbação em degrau da variável de entrada do controlador (*set point*). O método da Sensibilidade Limite apresentou sintonia adequada para o controlador PID, conseguindo manter a variável controlada em valores pré-determinados.

**PALAVRAS-CHAVE** : Sintonia de controladores. Controlador PID. Método da Sensibilidade Limite. Método IMC. Critérios de desempenho de controladores.

## ABSTRACT

The current paper presents the results from parameters tuning of a PID controller based on identification of dynamic model of flow control of PCT40 ArmField's pilot plant. The plant transfer function has been obtained by the Process Reaction Curve method by a step disturbance in the manipulated variable (pump's speed). The controller tuning parameters were identified by the Limit Sensitivity (Ziegler e Nichols) and by IMC method (Internal Model Control). The results pointed out that the IMC method is not suitable for tuning the flow controller of this pilot unit, since it has presented unstable response due to a step disturbance of the controller's input variable (*set point*). The Limit Sensitivity method showed suitable tuning for PID controller, managing to keep the controlled variable at preset values.

**KEYWORDS**: Tuning controllers. PID controller. Sensitivity Limit method. IMC method. Performance criteria of the controllers.

# 1 INTRODUÇÃO

O crescente avanço tecnológico nas mais diversas áreas do conhecimento humano tem se mostrado, nos últimos anos, surpreendente. Um produto deste avanço é a automação, termo que provém do latim *Automatus*, que significa mover-se por si, definida como aplicação de técnicas computadorizadas ou mecânicas para diminuir o uso de mão-de-obra em qualquer processo. A utilização de automação nas indústrias tem sido cada vez maior, proporcionando um aumento na qualidade e quantidade da produção e, ao mesmo tempo, oferecendo preços atrativos. Sendo assim, a utilização da automação aumenta a eficiência, tornando as empresas competitivas no mercado. Para fazer frente à concorrência procura-se aumentar a produtividade e a qualidade dos produtos oferecidos e reduzir custos de produção. Ao mesmo tempo, para atender às exigências de diversidade do mercado consumidor e a gradativa redução da vida útil dos produtos, procura-se ampliar a flexibilidade na utilização dos sistemas produtivos (MAITELLI, 2003).

Um importante recurso que visa atender a automação industrial é a utilização de controladores de processos contínuos. Controladores são equipamentos responsáveis em manter variáveis de um processo em valores pré-determinados, conhecidos como *set-point's*, a partir de um algoritmo geralmente proporcional a uma ou mais variáveis que são medidas em tempo real por um equipamento de controle geralmente baseado em microprocessador. O controlador tipo Proporcional-Integral-Derivativo (PID) é ainda hoje predominante no meio industrial. Mais de 90% de todas as malhas existentes são do tipo PI / PID atingindo uma larga faixa de aplicações: controle de processos, *drivers* para motores, indústria automobilística, controladores de voo, pilotos automáticos, instrumentação industrial, entre outros (ÅSTROM & HAGGLUND, 2001). Esta popularidade se deve principalmente à simplicidade no ajuste de parâmetros para obter um bom desempenho e do fato de este algoritmo estar disponível em quase todos os equipamentos de controle da indústria. Existem algumas diferenças de implementação prática desse algoritmo dependendo do fabricante, mas a essência do controlador PID é a mesma (ISERMANN, 1989).

Devido ao uso generalizado do controle PID em processos industriais, múltiplas técnicas têm sido propostas para ajustar os parâmetros proporcional, integral e derivativo. Este problema é conhecido como o problema da sintonia. As primeiras regras de sintonia desses controladores foram propostas por Ziegler e Nichols (1942).

Estas regras foram importantes pelo pioneirismo e pela sua simplicidade de aplicação, embora com limitações no âmbito do desempenho conseguido. Desde então muitas outras regras de sintonia e projeto foram propostas desde Cohen & Coon ao método Fuzzy (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Esse trabalho tem como objetivo a identificação da dinâmica (função de transferência) do sistema de vazão de uma planta piloto. Em seguida serão utilizadas técnicas de sintonia para identificação dos parâmetros de um controlador PID e, posteriormente, comparação do desempenho das malhas de controle ao utilizarem parâmetros ajustados por diferentes técnicas de sintonia.

## 2 REFERENCIAL TEÓRICO

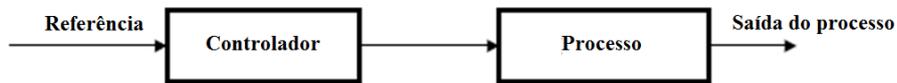
Os processos industriais são variados, englobam diversos tipos de produtos e exigem controle preciso dos produtos gerados. Usualmente, os maiores usuários de instrumentação são as indústrias que atuam nas áreas de petróleo, química, petroquímica, alimentos, cerâmicas, siderurgia, celulose e papel, têxtil e geração de energia elétrica. Em todos esses processos é indispensável se controlar e manter constantes as principais variáveis, tais como pressão, nível, vazão, temperatura, pH, condutividade, velocidade, umidade e concentração. Os instrumentos de medição e controle permitem manter e controlar estas variáveis em condições mais adequadas/precisas do que se elas fossem controladas manualmente pelo operador (FAVARO, 2012).

O sistema de controle visa manter a variável controlada no valor especificado, comparando o valor da variável medida, ou a condição a controlar, com o valor desejado (*set point*), e fazendo as correções em função do desvio existente entre estes dois valores, sem a necessidade de intervenção do operador (BEGA *et al*, 2006).

Os sistemas de controle são classificados em dois tipos: sistemas de controle em malha aberta e sistemas de controle em malha fechada.

- **Controle em Malha Aberta:** neste tipo de sistema de controle, a saída não exerce qualquer ação no sinal de controle. Deste modo, a saída do processo não é medida nem comparada com a saída de referência. A Figura 1 representa o diagrama de blocos de um sistema deste tipo.

Figura 1 - Diagrama de blocos de um sistema de controle em malha aberta.

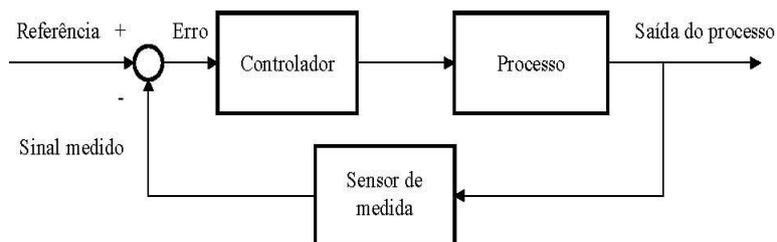


Fonte: OLIVEIRA, 1999

Como se pode observar na figura, neste tipo de controle, a saída não é comparado com a entrada de referência. Deste modo, para cada valor da saída irá corresponder uma condição de funcionamento fixa. No entanto, na presença de perturbações, o sistema não irá atingir os objetivos desejados. Na prática, o controle em malha aberta, somente deve ser utilizado em sistemas para os quais a relação entre a entrada e a saída seja bem conhecida e que não tenham perturbações internas ou externas significativas. Em um sistema de malha aberta, a ação de controle independe da saída (OLIVEIRA, 1999).

- **Controle em Malha Fechada:** nesse tipo de sistema de controle o sinal de saída possui um efeito direto na ação de controle e é designado por sistema de controle com realimentação ou retroação (*feedback*). Neste tipo de sistema o sinal de erro que corresponde à diferença entre os valores de referência e de realimentação (que pode ser o sinal de saída ou uma função do sinal de saída) é introduzido no controlador de modo a reduzir o erro e a manter a saída do sistema num determinado valor pretendido pelo operador. A Figura 2 representa a relação entrada-saída de um sistema de controle típico em malha fechado (OLIVEIRA, 1999).

Figura 2 - Diagrama de blocos de um sistema de controle em malha fechada



Fonte: OLIVEIRA, 1999

Atualmente existem controladores de processos contínuos que efetuam técnicas de controle dos mais diversos tipos, tais como: Proporcional-Integral-Derivativo (PID), PID adaptativo (não linear), Lógica Fuzzy (lógica nebulosa), Preditivo, entre outros (BEQUETTE, 2003).

Proporcional-Integral-Derivativo (PID) é o algoritmo de controle de processo mais usado na indústria. A popularidade de controladores PID pode ser atribuída em parte ao seu desempenho robusto em uma ampla gama de condições de funcionamento e em parte à sua simplicidade funcional que permite aos engenheiros/técnicos operá-los de uma forma simples e direta (BEGA *et al*, 2006).

Como o nome sugere, o algoritmo PID é composto por três coeficientes: proporcional, integral e derivativo que são variados para obter a resposta ideal (MAITELLI, 2003). Neste trabalho apresentaremos as ações de controle básicas comumente usadas em controladores automáticos industriais.

## 2.1 Definições básicas

De acordo com Bega *et al* (2006) três termos são fundamentais, os quais estão ligados a qualquer processo:

- **Variável controlada:** é a condição que se deseja manter de um determinado parâmetro de processo, ou seja, a variável envolvida no processo tal como nível, vazão, pressão, temperatura, etc.;
- **Valor desejado (*set point* - *SP*):** é o valor de referência para cada variável, que se deseja manter;
- **Variável manipulada:** é a variável que influencia diretamente a variável controlada e que pode ser alterada quando necessário. Em controles simples, em geral, para cada variável controlada existe uma variável manipulada. Em malhas complexas, entretanto, pode-se ter mais variáveis controladas do que manipuladas.

Além disso, há os distúrbios que tendem a afastar as variáveis controladas do valor desejado. Assim, a função do sistema de controle é ajustar a variável manipulada, de forma a manter a variável controlada no valor desejado (*set point*), apesar da existência de eventuais distúrbios (BEGA *et al*, 2006).

## 2.2 Controlador PID

Um controlador PID possui a combinação das ações proporcional, integral e derivativo (BEGA *et al*, 2006).

### 2.2.1 Ação Proporcional

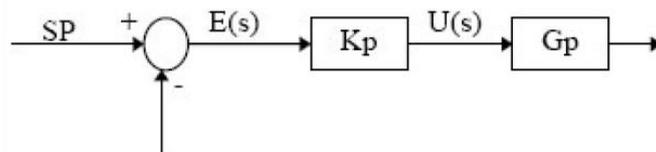
Neste tipo de controlador a relação entre o sinal de saída e o de erro, é dada pela Equação 1 (OLIVEIRA, 1994):

$$u(t) = K_p \cdot e(t) \xrightarrow{L} U(s) = K_p \cdot E(s) \quad (1)$$

em que  $u(t)$  é a saída do controlador,  $K_p$  é o ganho proporcional e  $e(t)$  é o erro da variável do processo dado por  $e(t) = y_{sp} - y(t)$  onde  $y_{sp}$  é o *set-point* e  $y(t)$  é a saída do sistema. O termo  $L$  representa a passagem da equação no domínio do tempo ( $t$ ) para o domínio de Laplace ( $s$ ).

A Figura 3 apresenta um diagrama de blocos de um controlador proporcional que consiste essencialmente num amplificador com ganho ajustável, onde SP é o *set-point* do controlador e  $G_p$  a função de transferência do processo (OLIVEIRA, 1994).

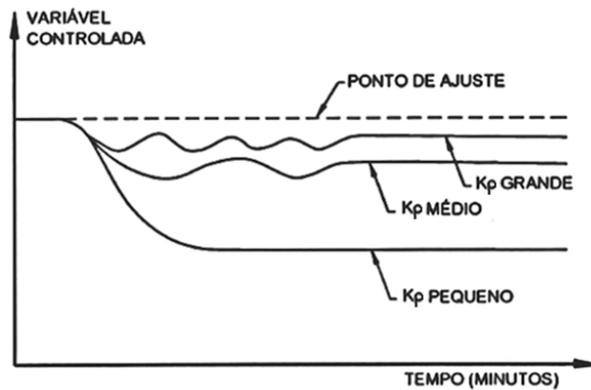
Figura 3 - Diagrama de blocos da ação proporcional do PID



Fonte: OLIVEIRA, 1994

Uma característica importante desta ação de controle é a existência de um erro residual permanente quando o sistema não possui um integrador. O erro estacionário que é dependente de  $K_p$  e da planta, pode ser minimizado por um aumento de  $K_p$ . No entanto, ao mesmo tempo em que o erro diminui com o aumento do ganho proporcional, aumentam as oscilações e o tempo para estabilização da variável. Este fato constitui-se num limitante com relação ao valor do ganho proporcional, uma vez que um valor excessivo de  $K_p$  pode instabilizar o processo, ou seja, o número de oscilações pode aumentar de forma crescente, como é observado na Figura 4 (BEGA *et al*, 2006).

Figura 4 - Resposta de um controlador P para diferentes valores de  $K_p$ .



Fonte: BEGA *et al*, 2006

Conclui-se assim, que este tipo de controlador só pode ser usado quando o ganho proporcional for suficientemente elevado para reduzir o erro estacionário a um nível aceitável (JUNIOR, 2006).

O controle proporcional puro é normalmente aplicado em processos contendo constantes de tempo simples e responde rapidamente tanto aos distúrbios como às alterações do ponto de ajuste. Possui, entretanto, a característica normalmente indesejável de apresentar um erro residual no estado estacionário (*offset*). A sintonia é relativamente simples de ser obtida, pelo ajuste de um único parâmetro ( $K_p$ ) (BEGA *et al*, 2006).

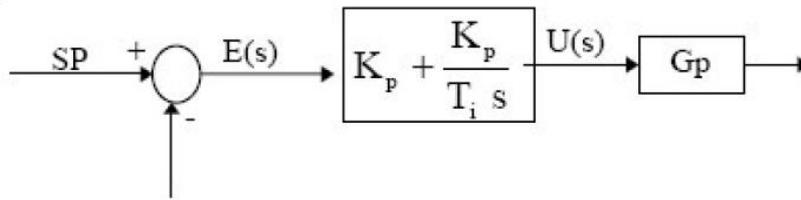
### 2.2.2 Ação Proporcional-Integral

Considerando a saída do controlador como função do erro e da integral do erro tem-se um controlador proporcional-integral conforme apresentado na Equação 2. A Figura 5 apresenta o diagrama de blocos da ação proporcional-integral do PID (OLIVEIRA, 1994).

$$u(t) = K_p \left( e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt \right) \xrightarrow{L} U(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} \right) E(s) \quad (2)$$

em que  $T_i$  é o tempo integral.

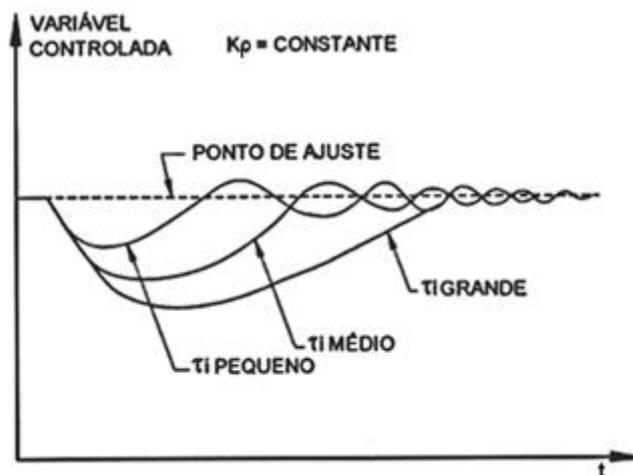
Figura 5 - Diagrama de blocos da ação proporcional-integral do PID



Fonte: OLIVEIRA, 1994

A ação do controlador PI devido à sua característica de variar a saída sempre que houver erro, faz com que se elimine o *offset* quando o processo atingir um estado estável. A Figura 6 mostra curvas de resposta em malha fechada de um controlador PI, para um valor constante do ganho proporcional ( $K_p$ ), variando-se o tempo integral  $T_i$ . Quando o valor de  $T_i$  é grande, a aproximação da variável em relação ao ponto de ajuste é lenta. Quando  $T_i$  é pequeno (excesso de correção), a variável oscila e demora a estabilizar. O ajuste ideal do valor de  $T_i$  é, na verdade, aquele que elimina o erro no menor tempo possível (BEGA *et al*, 2006).

Figura 6 - Resposta de um controlador PI para diferentes valores de  $T_i$ .



Fonte: BEGA *et al*, 2006.

O controle proporcional-integral é a ação de controle mais utilizada em controles de processos. Não apresenta o *offset* associado ao controle proporcional puro, com a vantagem de aumentar a velocidade de resposta em relação à ação integral isoladamente. Devido à presença da ação integral, a estabilidade da malha de controle diminui. Nesse contexto, há risco da saturação pelo modo integral, sendo que neste caso, o controlador continua integrando o erro mesmo sem haver correção

efetiva, o que prejudica o controle do processo. É muito utilizado no controle de nível, vazão, pressão e outras variáveis que não apresentam atrasos muito grandes (BEGA *et al*, 2006).

### 2.2.3 Ação Proporcional-Integral-Derivativo

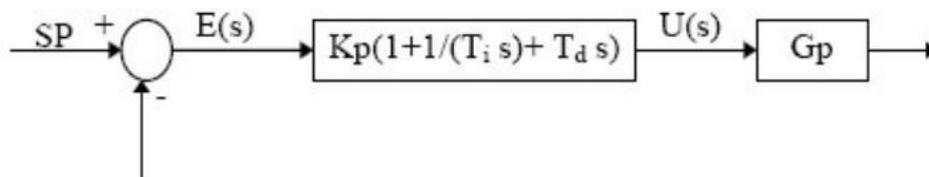
O controlador proporcional-integral-derivativo combina as características de estabilidade conferida pelo controle proporcional mais derivativo com as características de eliminação do erro oferecidas pelo controle proporcional mais integral. Estas particularidades são, então, reunidas num único controlador (MARLIN, 1995).

A saída do controlador é dada pela Equação 3 e a Figura 7 apresenta o diagrama de blocos da ação proporcional-integral-derivativa (OLIVEIRA, 1994).

$$u(t) = Kp \left( e(t) + \frac{1}{Ti} \int_0^t e(t) dt + Td \frac{de(t)}{dt} \right) \xrightarrow{L} U(s) = Kp \left( 1 + \frac{1}{Ti s} + Td s \right) E(s) \quad (3)$$

em que  $Td$  é o tempo derivativo.

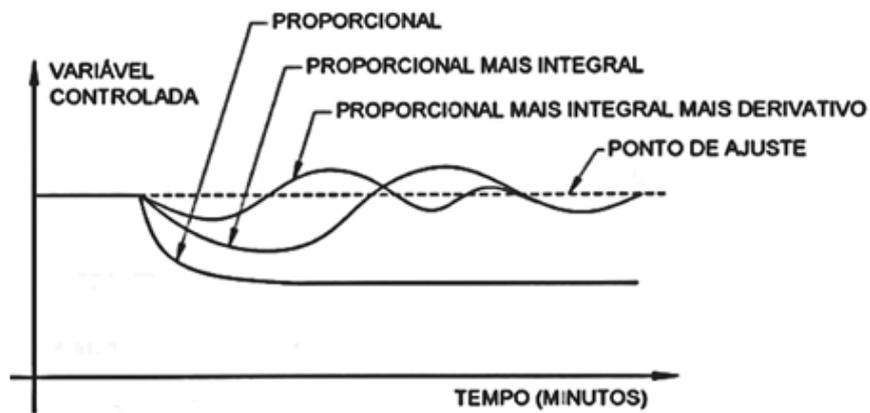
Figura 7 - Diagrama de blocos da ação PID



Fonte: OLIVEIRA, 1994

A Figura 8 representa as curvas de resposta das três ações de controle, P, PI, PID, em malha fechada, o que possibilita a análise do efeito de cada ação na resposta do sistema de controle (variável controlada em relação ao tempo) (OLIVEIRA, 1994).

Figura 8 - Resposta de um controlador PID



Fonte: BEGA *et al*, 2006

A análise do gráfico mostra que a combinação PID produz um número maior de oscilações no sistema, mas diminui o tempo para estabilização da variável. Neste tipo de controlador, o modo integral é usado para eliminar o erro estacionário causado por grandes variações de carga. O modo derivativo, como seu efeito estabilizador, permite um aumento do ganho e reduz a tendência para as oscilações o que conduz a uma velocidade de resposta superior quando comparado com P e PI (OLIVEIRA, 1994).

### 3.2 Sintonia de controladores

A sintonia de um controlador é de suma importância visto que se trata da determinação dos parâmetros utilizados em um controlador PID. São justamente esses parâmetros que definem um bom controle de um processo contínuo (JUNIOR, 2006). Neste trabalho serão abordados métodos de sintonia baseados na resposta dos sistemas em malha aberta e malha fechada.

#### 3.2.1 Sintonia baseada na resposta em malha fechada

Um dos primeiros métodos propostos foi o de Ziegler e Nichols, baseado na determinação do ganho crítico ( $K_u$ ) e período crítico ( $P_u$ ). O ganho crítico é o máximo valor de ganho para um controlador com ação proporcional apenas para o qual o sistema é estável. O período obtido para este valor determinado do ganho é denominado período crítico. Este método é conhecido por Método da Sensibilidade Limite (BEGA *et al*, 2006). Com a obtenção destes valores, pode-se calcular os parâmetros do controlador como mostrado no Quadro 1.

Quadro 1 - Parâmetros do controlador PID pelo Método da Sensibilidade Limite

<b>Controlador</b>	<b>Ganho do Controlador</b>	<b>Tempo Integral</b>	<b>Tempo Derivativo</b>
P	$Kp = 0,5Ku$	----	---
PI	$Kp = 0,45Ku$	$T_i = \frac{Pu}{1,2}$	---
PID	$Kp = 0,6Ku$	$T_i = \frac{Pu}{2}$	$T_D = \frac{Pu}{8}$

Fonte: BEGA *et al*, 2006

Outro método de grande importância é o IMC (*Internal Model Control*) proposto por Rivera *et al* (1986). Neste método o controlador possui um modelo interno do processo no qual utiliza a função de transferência da planta para determinar o ajuste dos parâmetros PID.

Para um processo de baixa ordem sem tempo morto (atraso de resposta) o trabalho propõe as regras de ajuste dos parâmetros do controlador PID, dado como uma função de um parâmetro ajustável  $\lambda$ , o qual determina a velocidade da resposta. Quanto menor o valor de  $\lambda$ , mais rápida a resposta e melhor o desempenho. No entanto, a resposta será mais sensível às perturbações do processo (RIVERA *et al*, 1986). As regras IMC de sintonia de controladores PID são apresentadas no quadro 2.

Quadro 2: Parâmetros do controlador PID pelo Método do IMC

<b>Modelo do processo</b>	<b>Ganho do Controlador</b>	<b>Tempo Integral</b>	<b>Tempo Derivativo</b>
$\frac{K}{\tau s + 1}$	$Kp = \frac{\tau}{K\lambda}$	$T_i = \tau$	---
$\frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$Kp = \frac{(\tau_1 + \tau_2)}{K\lambda}$	$T_i = (\tau_1 + \tau_2)$	$T_D = \frac{\tau_1 \cdot \tau_2}{(\tau_1 + \tau_2)}$
$\frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\zeta \tau s + 1}$	$Kp = \frac{2\zeta \tau}{K\lambda}$	$T_i = 2\zeta \tau$	$T_D = \frac{\tau}{2\zeta}$
$\frac{K}{s}$	$Kp = \frac{1}{K\lambda}$	---	---

Fonte: RIVERA *et al*, 1986

### 3.2.2 Sintonia baseada na resposta em malha aberta

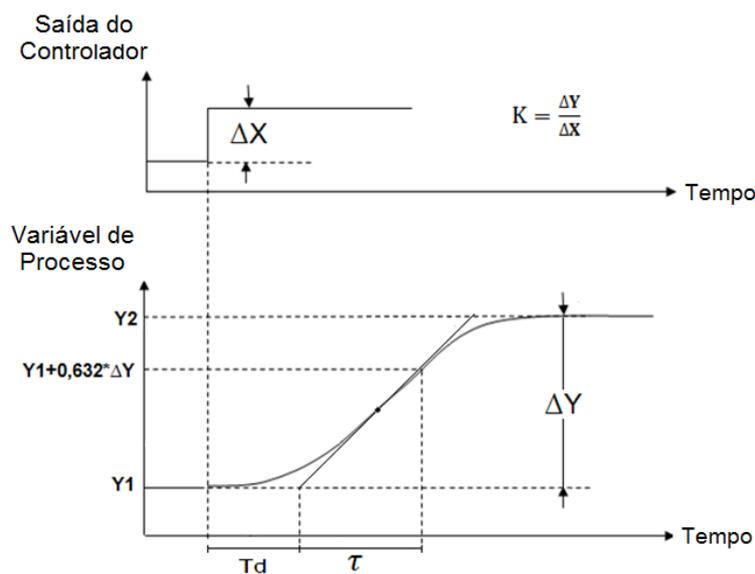
Contrariamente às técnicas de ajuste em malha fechada, a técnica de ajuste em malha aberta necessita de apenas um distúrbio imposto ao processo para determinação dos parâmetros de sintonia do controlador. Neste caso, o controlador não está no processo durante os testes. Estes métodos procuram caracterizar o processo e, então, determinar os ajustes do controlador com base nas características do processo (LJUNG, 2010).

As técnicas de ajuste em malha aberta baseiam-se, normalmente, na curva de reação do processo, ou seja, a reação deste a uma perturbação em degrau na variável manipulada na saída do controlador (BEGA *et al*, 2006).

A maioria dos métodos de sintonia em malha aberta baseia-se em aproximar a curva de reação do processo à resposta de um sistema mais simples. A forma mais comum de aproximação é aproximar-se de um sistema de primeira ordem mais tempo morto (COUGHANOWR & KOPPEL, 1978).

A curva da Figura 9 ilustra esse procedimento considerando-se a curva de reação do processo a uma excitação ( $\Delta X$ ) em degrau na saída do controlador.

Figura 9 - Curva de reação do processo a um degrau na saída do controlador



Fonte: BEGA *et al*, 2006

A curva mostra um retardo inicial na resposta da variável Y do processo (baixa velocidade de resposta), apresentando um ponto de inflexão, aumentando e tendendo para um valor final  $Y_2$  (estabilização). Traça-se uma tangente à curva no ponto de inflexão. Com isso, obtêm-se os parâmetros gráficos K,  $\tau$  e Td e calculam-se os parâmetros dos controladores conforme as relações (COHEN & COON, 1953) descritas no Quadro 3.

Quadro 3 - Parâmetros do controlador PID pelo Método Cohen & Coon

<b>Controlador</b>	<b>Ganho do Controlador</b>	<b>Tempo Integral</b>	<b>Tempo Derivativo</b>
P	$K_p = \frac{1,03}{K} \left( \frac{\tau}{T_d} + 0,34 \right)$	----	---
PI	$K_p = \frac{0,9}{K} \left( \frac{\tau}{T_d} + 0,092 \right)$	$T_i = 3,33T_d \left( \frac{\tau + 0,092T_d}{\tau + 2,22T_d} \right)$	---
PID	$K_p = \frac{1,35}{K} \left( \frac{\tau}{T_d} + 0,185 \right)$	$T_i = 2,5T_d \left( \frac{\tau + 0,185T_d}{\tau + 0,611T_d} \right)$	$T_d = 0,37T_d \left( \frac{\tau}{\tau + 0,185T_d} \right)$

Fonte: COHEN & COON, 1953

### 3 METODOLOGIA

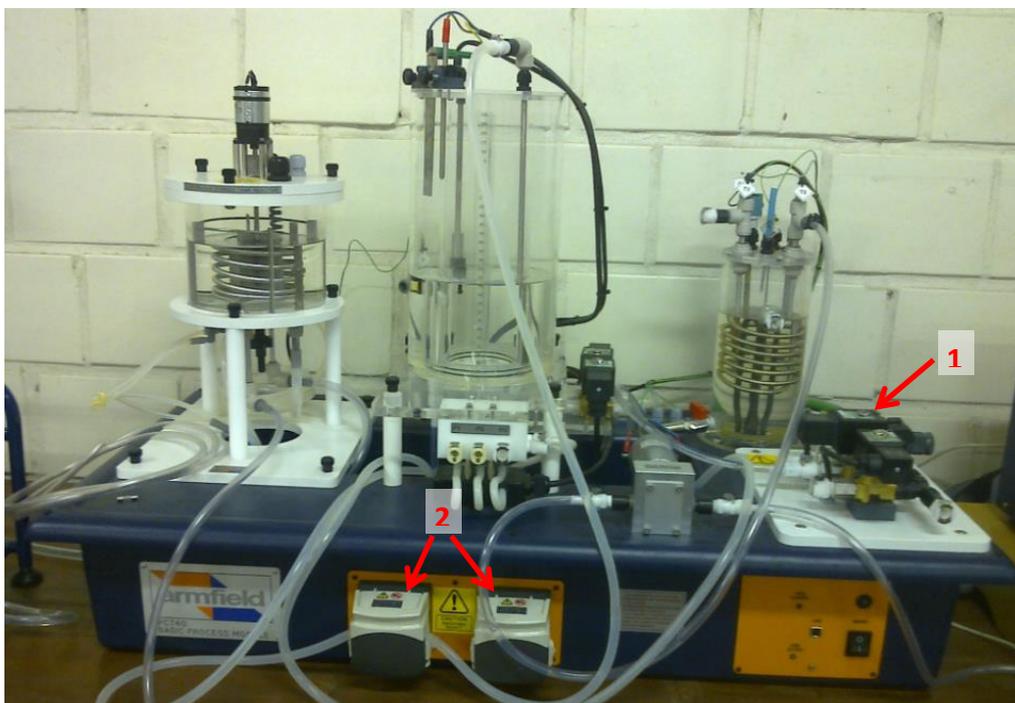
Em linhas gerais, o desenvolvimento deste trabalho pode ser dividido em quatro fases. A primeira etapa é marcada pela familiarização com a planta piloto. A segunda etapa corresponde à modelagem por identificação da dinâmica da planta. A terceira etapa baseia-se na construção dos algoritmos de controle utilizando técnicas de sintonia para identificar os parâmetros do controlador PID. Por fim, a última etapa é caracterizada pelo levantamento de curvas de resposta do sistema e análise dos resultados experimentais, comparando-se o desempenho das malhas ao utilizar-se o controlador PID com os parâmetros ajustados por diferentes técnicas de sintonia.

#### 3.1 Descrição da planta piloto

A unidade piloto PCT40 da Armfield localizada no Laboratório de Instrumentação (LIMM) da Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul (PUCRS) é projetada para uso no ensino de métodos de controle de processo, tais como controle de nível, temperatura, vazão e pressão.

A Figura 10 mostra uma foto da planta piloto, ilustrando parte dos equipamentos.

Figura 10 - Planta piloto.

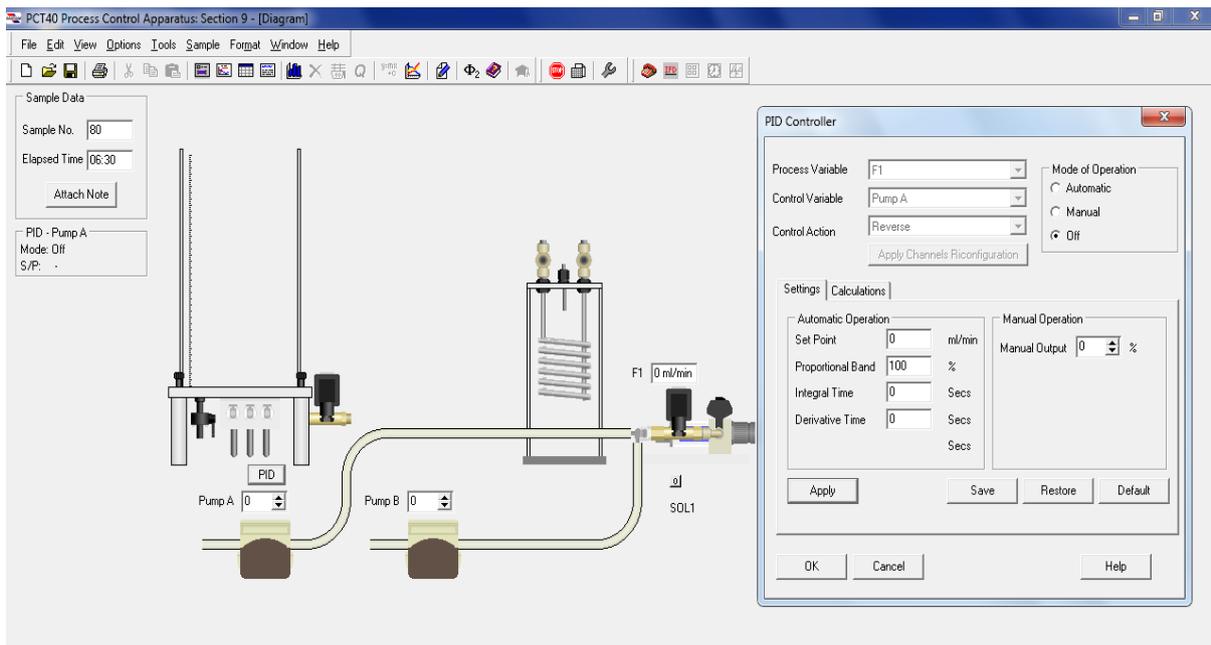


Legenda: 1- Medidor de vazão; 2- Bombas peristálticas

Basicamente, esse sistema é constituído por um trocador de calor tipo serpentina helicoidal, um tanque de armazenamento, um reator e duas bombas peristálticas, além da instrumentação composta de válvulas, medidores e transmissores que possibilitam o controle do processo (ARMFIELD, 2008).

No trabalho será utilizada apenas a parte da planta piloto relativa ao controle de vazão. Neste sistema há um medidor de vazão tipo turbina, instalado na entrada da água na unidade, com um *range* de 0 a 1500 mL/min. Há também duas bombas peristálticas idênticas com vazão máxima de 1000 mL/min cada uma, as quais podem operar individualmente ou em paralelo dependendo da necessidade. Essas bombas são responsáveis pelo ajuste da vazão através do controle da rotação do motor. O processo de controle de vazão é representado pelo software do equipamento conforme a Figura 11.

Figura 11 - Ilustração do sistema de controle de vazão no software da planta piloto



Fonte: Armfield, 2008

É importante ressaltar que há alguns equipamentos e instrumentos que não foram utilizados durante os ensaios. Desta forma, os mesmos não são abordados e nem detalhados neste trabalho.

### 3.2 Identificação do modelo da planta

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

O modelo dinâmico da planta piloto foi identificado utilizando o método da Curva de Reação do Processo em malha aberta, no qual foi inserida uma perturbação em degrau na variável manipulada (rotação da bomba) e, posteriormente, utilizado o método dos mínimos quadrados em Excel para definir qual a ordem do modelo que melhor representava a dinâmica da planta. O modelo que apresentar o menor resíduo (somatório do erro quadrático) aproxima-se mais dos valores reais. A perturbação em degrau utilizada na identificação do modelo da planta foi de 40% (variação da rotação

da bomba de 40% para 80%) e utilizaram-se modelos de 2ª e 3ª ordem, conforme Equações 4 e 6, respectivamente (BEQUETTE, 2003).

$$y(t) = K \left[ 1 - \frac{1}{\sqrt{1-\zeta^2}} \cdot e^{-\frac{\zeta \cdot t}{\tau}} \cdot \text{sen} \left( \frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{\tau} \cdot t + \tan^{-1} \left[ \frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{\zeta} \right] \right) \right] \quad (4)$$

onde  $y(t)$  é a resposta da planta,  $K$  é o ganho do processo,  $\tau$  é a constante de tempo e  $\zeta$  é o fator de amortecimento.

Aplicando Laplace na equação anterior obtemos o modelo de 2ª ordem da planta piloto, conforme Equação 5 (BEQUETTE, 2003).

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K}{\tau^2 \cdot s^2 + 2 \cdot \zeta \cdot \tau \cdot s + 1} \quad (5)$$

onde  $X(s)$  é a perturbação aplicada no sistema.

$$\frac{y(t)}{K} = 1 - \frac{e^{-\xi \cdot \omega_N \cdot t}}{\beta \cdot \xi^2 \cdot (\beta - 2) + 1} \left\{ \beta \cdot \xi^2 \cdot (\beta - 2) \cdot \cos \sqrt{1 - \xi^2} \cdot \omega_N \cdot t + \frac{\beta \cdot \xi \cdot [\xi^2 \cdot (\beta - 2) + 1]}{\sqrt{1 - \xi^2}} \cdot \text{sen} \sqrt{1 - \xi^2} \cdot \omega_N \cdot t \right\} - \frac{e^{-p \cdot t}}{\beta \cdot \xi^2 \cdot (\beta - 2) + 1} \quad (6)$$

onde  $y(t)$  é a resposta da planta,  $K$  é o ganho do processo,  $\tau$  é a constante de tempo,  $\zeta$  é o fator de amortecimento e  $\beta$ ,  $\omega_N$  e  $p$  são parâmetros do modelo .

Aplicando Laplace na Equação 6 obtemos o modelo de 3ª ordem da planta piloto, conforme Equação 7 (BEQUETTE, 2003).

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K \cdot \omega_N^2 \cdot p}{(s^2 + 2 \cdot \xi \cdot \omega_N + \omega_N^2)(s + p)} \quad (7)$$

onde  $X(s)$  é a perturbação aplicada no sistema.

### 3.3 Sintonia do controlador

Para a sintonia dos parâmetros do controlador PID foram utilizados o método da Sensibilidade Limite (ZIEGLER & NICHOLS, 1942) e o método IMC (RIVERA, 1986).

No método da Sensibilidade Limite elegeu-se o modelo de 3ª ordem, obtido na identificação da dinâmica da planta piloto, para determinação do ganho crítico ( $K_u$ ) e período crítico ( $P_u$ ) do sistema.

Segue o procedimento utilizado para a identificação de  $K_u$  e  $P_u$ :

- a) Redução das ações integral e derivativa ao seu efeito mínimo ( $T_i = 0$  e  $T_d = 0$ );
- b) Início do processo com ganho reduzido ( $K_p = 0,50$ );
- c) Aumento do ganho até que a variável controlada (saída do sistema) entre em oscilação com amplitude constante, enquanto se provocam pequenas perturbações no sistema. Anotar o ganho  $K_u$  e o período de oscilação  $P_u$  (JUNIOR, 2006).

Com esses dois parâmetros obtidos, calcula-se os parâmetros do controlador PID de vazão utilizando o Quadro 1.

A sintonia do controlador pelo método IMC foi realizada com o modelo de 2ª ordem obtido na identificação da dinâmica da planta piloto.

O IMC utiliza um parâmetro ajustável ( $\lambda$ ) referente à velocidade da resposta do controlador. Quanto menor o valor de  $\lambda$ , mais rápida a resposta (RIVERA, 1986). Sendo assim, como o sistema de controle de vazão é rápido, já que não possui atraso de resposta, utilizou-se  $\lambda = 0,5$ .

Com a função de transferência da planta e o valor de  $\lambda$  utiliza-se o Quadro 2 para determinação dos parâmetros do controlador PID.

### **3.4 Critérios de desempenho do controlador**

O controlador projetado, quando em funcionamento, deve gerar respostas dentro de valores desejados para alguns índices de qualidade, devido a isso deve ser submetido a critérios de desempenho.

O desempenho do controlador pode ser determinado a partir da visualização gráfica dos resultados gerados por simulações de distúrbios específicos, como a mudança do *set-point*. No entanto, a visualização gráfica e a comparação de simulações são muito subjetivas, o que torna necessário a definição de índices capazes de monitorar o desempenho do sistema de controle facilmente. Os critérios

de desempenho baseados na integral do erro são bastante simples e versáteis, pois consideram todo o comportamento dinâmico do processo e não características isoladas.

No presente estudo utilizaram-se três critérios de desempenho baseados na integral do erro para avaliar o desempenho do controlador para cada método de sintonia testado: integral do erro absoluto (IAE), integral do erro quadrático (ISE) e integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE).

A integral do erro absoluto (IAE), dada pela Equação 8, é a integral do valor absoluto do sinal de erro no tempo. É equivalente a soma das áreas acima e abaixo do valor de referência (MARLIN, 1995).

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (8)$$

A integral do erro quadrático (ISE) é a integral do quadrado do sinal de erro no tempo, dada pela Equação 9. Esse indicador penaliza mais valores maiores do sinal de erro (MARLIN, 1995).

$$ISE = \int_0^{\infty} [e(t)]^2 dt \quad (9)$$

A integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE), definido pela Equação 10, é a integral do tempo multiplicado pelo valor absoluto do sinal de erro no tempo e penaliza erros que se mantêm no tempo (MARLIN, 1995).

$$ITAE = \int_0^{\infty} t \cdot |e(t)| dt \quad (10)$$

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 4.1 Identificação do modelo da planta

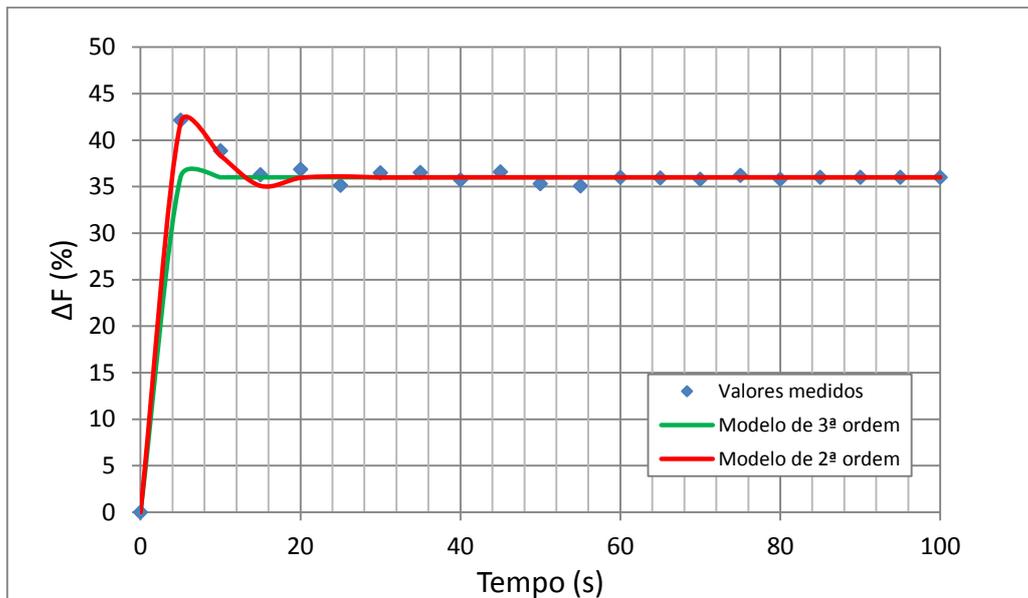
Os modelos de 2ª e 3ª ordem referente à dinâmica da planta piloto, obtidos através do método da Curva de Reação do Processo em malha aberta, são apresentados nas Equações 11 e 12, respectivamente.

$$G(s) = \frac{0,90}{1,185 s^2 + 0,567 s + 1} \quad (11)$$

$$G(s) = \frac{0,851}{8,790 \times 10^{-4} s^3 + 6,931 \times 10^{-3} s^2 + 0,127 s + 1} \quad (12)$$

Utilizando o método dos Mínimos Quadrados para comparar os valores reais medidos com os gerados pelos modelos obteve-se para o modelo de 2ª ordem um resíduo de 5,97 e para o de 3ª ordem 49,78. Os pontos medidos do processo e as curvas geradas pelos modelos são mostrados na Figura 12.

Figura 12 - Curvas dos modelos de 2ª e 3ª ordem



Sendo assim, o fato do resíduo do modelo de 2ª ordem apresentar um valor menor que o de 3ª ordem demonstra que o modelo de 2ª ordem representa melhor o sistema de vazão da planta piloto. No entanto, como os resíduos do modelo de 2ª e 3ª ordem são da mesma ordem de grandeza, ambos os modelos serão utilizados para a sintonia do controlador.

## 4.2 Sintonia do controlador

No método da Sensibilidade Limite utilizado para identificação dos parâmetros de um controlador PID, obteve-se o valor de 1,07 para o ganho crítico ( $K_u$ ) e 1,60 para o período crítico ( $P_u$ ). Com isso, determinaram-se os valores dos parâmetros de sintonia do controlador. Pelo método IMC (*Internal Model Control*), utilizando o parâmetro de velocidade de resposta ( $\lambda$ ) igual a 0,5 e os parâmetros do modelo de 2ª ordem ( $K=0,9$ ,  $\tau=1,09$  e  $\zeta=0,26$ ), determinaram-se os parâmetros de ajuste do controlador. Os parâmetros obtidos por ambos os métodos estão apresentados no Quadro 4.

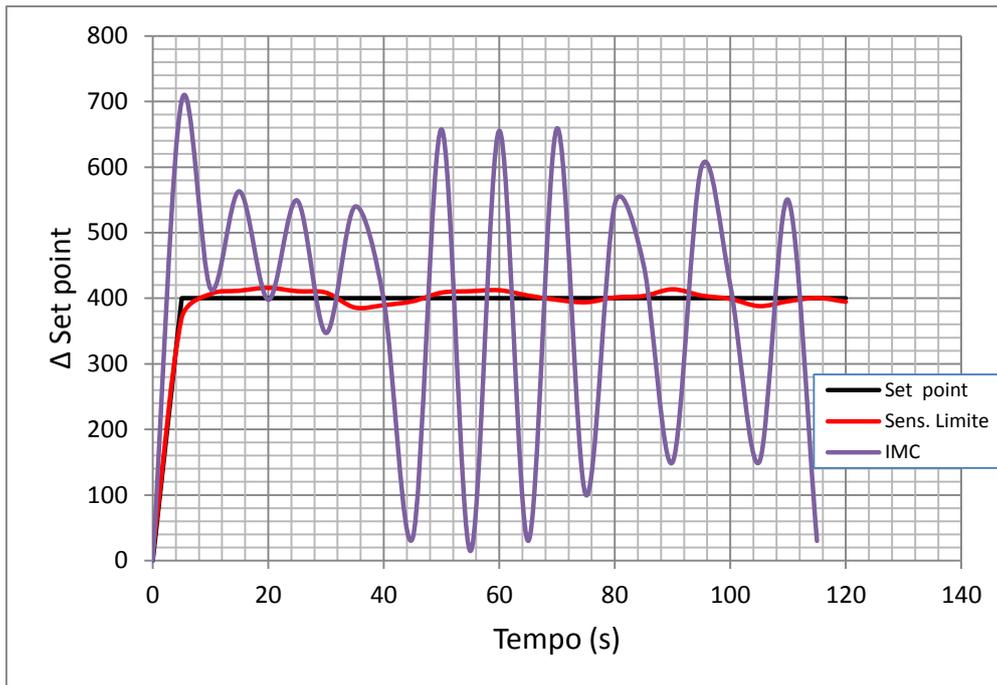
Quadro 4 - Parâmetros de ajuste do controlador PID

Método	Kp	Ti	Td
Sensibilidade Limite	0,642	0,80	0,20
IMC	1,26	0,57	2,09

A sintonia do controlador baseada na resposta em malha aberta utilizando as relações de Cohen e Coon não foi utilizada, pois essa técnica de sintonia baseia-se em um sistema de primeira ordem com tempo morto. Como na identificação do modelo dinâmico da planta piloto obteve-se uma função de transferência sem atraso de resposta (tempo morto), se o controlador PID fosse sintonizado por Cohen e Coon estaria sendo inserido um erro grande nos parâmetros de ajuste.

Inseridos os parâmetros do controlador PID (ajustados pelos métodos da Sensibilidade Limite e IMC) a resposta a um degrau 400 mL/min no *set point* do controlador de vazão é apresentada na Figura 13.

Figura 13 - Resposta do sistema com controlador PID sintonizado



Observando a resposta do controlador PID sintonizado nota-se que o método do IMC não foi satisfatório, pois apresentou uma resposta totalmente instável, não conseguindo atingir o *set point* determinado. Já o controlador sintonizado pelo método da Sensibilidade Limite (Ziegler e Nichols) demonstrou uma resposta adequada para o controle de vazão, ou seja, perante uma perturbação no variável de entrada do controlador (*set point*) a variável de saída do controlador (rotação da bomba) é corrigida visando manter a vazão solicitada do processo.

#### 4.3 Desempenho do controlador.

Os critérios de desempenho baseados na integral do erro absoluto (IAE), integral do erro quadrático (ISE) e integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE) não foram utilizados para comparar os métodos de sintonia, já que o método do IMC apresentou uma resposta instável. Somente se justificaria o uso desses critérios de desempenho se ambos os métodos demonstrassem controles estáveis e, com isso, se tornaria muito subjetivo a visualização do gráfico e comparação dos métodos.

## 5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Este trabalho permitiu a identificação da função de transferência do sistema de vazão de uma planta piloto. Analisando os modelos obtidos pelo método da Curva de Reação do Processo concluiu-se que tanto o de 2ª como o de 3ª ordem representam a dinâmica do processo.

A sintonia realizada no controlador PID através do método da Sensibilidade Limite demonstrou um comportamento superior ao modelo do IMC, visto que somente o primeiro método conseguiu efetivamente controlar o processo, ou seja, manter a vazão da planta piloto em um valor determinado. Sendo assim, o método do IMC por apresentar resposta instável não deve ser utilizado para determinação dos parâmetros do controlador PID desta planta piloto.

Para estudos futuros sugere-se a utilização do método de Nyquist para verificação da robustez do sistema de controle frente a outras perturbações, além da variação no *set point*, como por exemplo, a variação de pressão da água na entrada do processo. Este método é usado para determinação da estabilidade de controladores (BEQUETTE, 2003).

## AGRADECIMENTOS

Agradeço imensamente ao professor Dr. Rubem Reis, pela ideia deste trabalho e pelas incontáveis ajudas prestadas por ele.

Agradeço a minha orientadora, professora Dra. Gerti Weber Brun, pela atenção e disponibilidade em me orientar.

Mais importante ainda é a minha gratidão para com a minha família, que sempre teve plena confiança em mim e se esforçou inigualavelmente para que a minha graduação fosse possível.

## REFERÊNCIAS

- ARMPFIELD, **Multifunction Process Control Teaching System – PCT40**, England, 2008.
- ÅSTRÖM, K.J. AND T. HÄGGLUND. **The future of PID control**. Control Engineering Practice, 2001.
- BEGA, Egídio A.; FINKEL, Vitor S.; KOCH, Ricardo; **Instrumentação industrial**, Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás, Rio de Janeiro, 2006.
- BEQUETTE, B. Wayne; **Process control: modeling, design and simulation**. Prentice-Hall. 2003.
- CAMPOS M. C. M. M.; TEIXEIRA H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processo industriais**. Blusher. São Paulo, 2006.
- COHEN, H.; COON, G. A. **Theoretical consideration of retarded control**. Trans. Asme, Vol 75, pp. 827-834, 1953.
- COUGHANOWR, D.R.; KOPPEL, L.B. **Análise e controle de processos**. Tradução de Carlos Augusto G. Perlingeiro. Guanabara, Rio de Janeiro. 1978,
- FAVARO, Juliana. **Controle preditivo aplicado à planta piloto de neutralização de pH**. Escola Politécnica, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2012.
- ISERMANN, R. **Digital Control Systems**, Springer Verlag (2<sup>ª</sup>ed), 1989.
- JUNIOR, Francisco G. F.; **Metodologia para re-sintonia de controladores PID industriais**. Dissertação de Mestrado. Natal-RN, 2006.
- LJUNG, Lennart. **Perspectives on System Identification** , Annual Reviews in Control, Elsevier Science Ltd., Vol. 34, Issue 1, Pages 1–12, April, 2010.
- MAITELLI, A. L. **Controladores lógicos programáveis**. Apostila de Controladores Lógicos Programáveis, 2003.
- MARLIN, T. E. **Process Control**. New York: McGraw-Hill, 1995.
- OLIVEIRA, J. P. B. M. **Review of Auto-tuning Techniques for Industrial PI Controllers**. Dissertação de Mestrado. University of Salford, 1994.
- OLIVEIRA, A. L. LIMA, **Instrumentação – Fundamentos de Controle de Processo**. SENAI - Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial. Espírito Santo. 1999.
- RIVERA, D. E., MORARI, M., SKOGESTAD, S. **Internal Model Control - PID Controller Design**. Ind. Eng. Chem. Process. 1986.
- ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B. **Optimal settings for automatic controllers**. Transactions of the Asme, v. 64, p. 759-768, 1942.